

УЧЕБНИК

А. Р. САПРОНОВ

ТЕХНОЛОГИЯ САХАРНОГО ПРОИЗВОДСТВА

664.1
С-19



УЧЕБНИКИ И УЧЕБНЫЕ ПОСОБИЯ
ДЛЯ СТУДЕНТОВ ВЫСШИХ УЧЕБНЫХ ЗАВЕДЕНИЙ

А. Р. САПРОНОВ

ТЕХНОЛОГИЯ САХАРНОГО ПРОИЗВОДСТВА

2-е издание, исправленное
и дополненное

Рекомендовано Министерством общего и профессионального образования Российской Федерации в качестве учебника для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению «Технология продуктов питания», специальности «Технология сахаристых продуктов»

БИБЛИОТЕКА
№ У 2255



МОСКВА «КОЛОС» 1999

УДК 664.1 (075.8)
ББК 36.84
С19

Редактор *Н. В. Куркина*

Рецензенты: кафедра технологии сахаристых веществ Воронежской государственной технологической академии (проф. *А. И. Громковский* и доц. *В. А. Голыбин*)

Сапронов А. Р.

С19 Технология сахарного производства. — 2-е изд., исправл. и доп. — М.: Колос, 1999. — 495 с.: ил. — (Учебники и учеб. пособия для студентов высших учебных заведений).

ISBN 5—10—003073—9.

В учебнике описана современная технология сахара-песка и сахара-рафинада. Кратко рассмотрены вопросы выращивания, уборки, хранения сахарной свеклы, очистки ее от примесей и более подробно — основные стадии производства сахара-песка: сокодобывание, очистка и сгущение диффузионного сока, кристаллизация сахарозы. Дана технология получения сахара-рафинада из сахара-песка и тростникового сахара-сырца на сахаро-рафинадных и свеклосахарных заводах.

По сравнению с первым изданием учебник в значительной степени обновлен. Во 2-е издание включены новая технология очистки и ускоренного фильтрования продуктов на новом оборудовании, оригинальные приемы кристаллизации и центрифугирования сахара, объективного определения вязкости гомогенных систем и неучтенных потерь сахара, а также различные способы интенсификации процессов.

Для студентов вузов пищевой промышленности, обучающихся по специальности «Технология сахаристых продуктов», и ИТР заводов.

УДК 664.1 (075.8)
ББК 36.84

ISBN 5—10—003073—9

© ВО «Агропромиздат, 1986
© Сапронов А. Р., с изменениями, 1999

ВВЕДЕНИЕ

Сахар занимает важное место в рационе питания человека. Примерно половина энергии, расходуемой человеком, восполняется углеводами, из них 1/3 — сахаром. Основное сырье для промышленного производства сахара (сахарозы) — сахарный тростник и сахарная свекла. Из 120...124 млн т мирового производства сахара в год около 60 % вырабатывается из сахарного тростника, 40 % — из сахарной свеклы.

В мире насчитывается свыше 1500 тростниково-сахарных и около 1000 свеклосахарных заводов, из них более 800 заводов в Европе. Число заводов постоянно меняется: строятся новые крупные предприятия, закрываются устаревшие, малопроизводительные. Наблюдается тенденция к некоторому сокращению общего числа предприятий и росту их среднесуточной производственной мощности. Например, на территории бывшей ГДР вместо 42 сахарных заводов, имевших среднюю производственную мощность 1,7 тыс. т переработки свеклы в сутки, построено 9 новых со средней производственной мощностью 7,2 тыс. т переработки свеклы в сутки.

Промышленное производство сахара стало возможным с конца XVIII в., когда появились паровые машины. Например, первые вакуум-аппараты были созданы в 1813 г., мешочные фильтры — в 1824 г., выпарные аппараты, работающие под разрежением, и фильтр-прессы — в 1850 г., диффузионная батарея — в 1864 г., центрифуги — в 1867 г., сушилки для сахара — в 1878 г., упаковочные машины — в 1891 г.

В 1747 г. немецкий химик Андреас Сигизмунд Маргграф выступил в Прусской академии наук, где сообщил, что обнаружил в белой свекле сахар, аналогичный сахару в сахарном тростнике. Но из-за недостаточной сахаристости свеклы, которая не превышала 1,5 %, и низкого уровня развития производительных сил того времени это открытие практического применения не нашло. После смерти Маргграфа его ученик химик Франц Карл Ахард в 1784 г. начал культивировать кормовую белую свеклу, а к 1799 г. получил из нее первый сахар. Образец сахара вместе с трактатом «О получении сахара из свеклы» он вручил 11 января 1799 г. королю Фридриху Вильгельму III. На ссуду, выданную королем,

Ахард купил в Нижней Силезии (местечко Кунерн) имение и построил первый в мире свеклосахарный завод. В марте 1802 г. он приступил к переработке 250 т свеклы из урожая 1801 г. Свеклу вначале промывали в деревянных решетчатых ящиках и измельчали на терках. Из кашки отжимали сок и очищали его серной кислотой, древесной золой и жженой известью. В 1807 г. завод был уничтожен пожаром.

Первое упоминание в исторических документах о появлении на Руси кристаллического сахара, ввозившегося с «заморскими товарами», появилось в 1273 г. Из-за высокой цены сахар много лет был предметом роскоши и одно время его продавали в аптеках эквивалентно массе серебра. Спрос на него сильно возрос с середины XVIII в., когда в России начали употреблять чай, который быстро стал национальным напитком. В 1718 г. купец Павел Вестов получил от царя Петра I разрешение на строительство заводов по переработке привозного тростникового сахара-сырца. П. Вестову было поручено вырабатывать сахар, качество которого не должно было уступать заграничному, и продавать по цене не выше рыночной.

Первый завод начал работать в 1719 г. в Санкт-Петербурге на Выборгской стороне. В этот год было получено 600 пудов сахара-рафинада (1 пуд = 16,38 кг), а уже в 1779 г. пять заводов Санкт-Петербурга произвели 77 150 пудов белого сахара. К концу XVIII в. в Санкт-Петербурге, Москве и вблизи этих городов работали десятки сахарных заводов. Однако расходы на покупку дорогостоящего импортного сахара-сырца тяжелым бременем ложились на бюджет государства, поэтому в России усиленно вели поиски местных источников для получения сахара. Первое указание на возможность использования белой свеклы как сырья для получения кристаллического сахара встречается в книге «Описание растений Российского государства с их изображением», изданной в 1786 г. Белая свекла была издавна известна русским людям как огородная и кормовая культура.

В 1792 г. профессор кафедры фармацевтической химии Московского университета Иоган Я. Биндгейм издал брошюру, где писал о том, что из белой свеклы при помощи спирта им получено несколько граммов кристаллического сахара. В 1798 г. из свеклы, выращенной под Москвой, удалось получить его значительно больше. Весной 1799 г. И. Я. Биндгейм вместе с докладной запиской послал на имя царя Павла I три образца сахара собственного изготовления: в виде сахарной головы, белого сахара-песка и сахара-сырца.

В том же 1799 г. Медицинская коллегия независимо от Биндгейма по результатам своих исследований различных сахароносов, в том числе и белой свеклы, издала книгу «Способ заменить иностранный сахар домашними произведениями», которую разослали во все губернии России: «...дабы сделать известными пер-

ные попытки получения свекловичного сахара». В сентябре 1800 г. был издан указ об отведении свободных земель на юге России желающим заниматься свеклосеянием без обложения налогом. Это послужило толчком для развития сырьевой базы.

В России важную роль в создании технологии и промышленного производства свекловичного сахара сыграл Яков Степанович Есипов. В 1799—1801 гг. он в своем имении в селе Никольском Подольской округи Московской губернии разработал оригинальную технологию получения сахара из свеклы с очисткой свекловичного сока известью. В начале 1802 г. Я. С. Есипов сообщил, что получил 82 кг белого сахара из 250 кг сахара-сырца, выработанного из свеклы. Так был получен первый русский кристаллический сахар.

В ноябре 1802 г. начал работать первый в России свеклосахарно-спиртовой завод, построенный Я. С. Есиповым при участии Е. И. Бланкеннагеля в селе Алябьево Чернского уезда Тульской губернии. В производственный 1802/03 г. на заводе было получено 4,9 т сахара-сырца из свеклы, убранной с 11 десятин посевов (1 десятина = 1,09 га). Чистота сахара-сырца была примерно 85 %. Отходы сахарного производства (меласса, промои и др.) перерабатывали в этиловый спирт. С 1807 г. на заводе начало действовать сахарорафинадное отделение.

К осени 1803 г. Я. С. Есипов построил в селе Никольском второй, более совершенный свеклосахарный завод с сахарорафинадным отделением. В 1803/1804 г. на нем вырабатывали не только сахар-сырец, но и белый сахар, спирт, ликер. Жом использовали на корм скоту. По расчетам Я. С. Есипова, выход сахара-сырца из свеклы составлял 3,1 % к массе свеклы.

В 1809 г. в селе Верхи Брянского уезда Орловской губернии И. А. Мальцевым был построен третий в России свеклосахарный завод для выработки сахара-сырца, полностью оснащенный отечественным оборудованием, изготовленным на Брянском машиностроительном заводе. Получаемый сахар-сырец отправляли на рафинирование на Алябьевский завод. Ежегодно публикуя отчеты о работе своего завода, Мальцев развернул активную пропаганду свеклосахарного производства.

Научной основой создания известкового (щелочного) способа очистки свекловичного сока, использованного на первом отечественном свеклосахарном заводе, послужили разработки академика Российской академии наук Т. Е. Ловица, который установил, что сахароза в водных растворах весьма устойчива к действию щелочей и высокой температуры, а редуцирующие сахара быстро разлагаются в щелочной среде.

Кислотный же способ очистки сока, разработанный Ф. К. Ахардом и получивший распространение на сахарных заводах Европы и Северной Америки, имел серьезные недостатки. Под действием серной кислоты значительная часть сахарозы подвер-

галась инвертированию, образуя редуцирующие сахара, которые при последующем разложении давали большое количество продуктов распада, в том числе красящих веществ, сильно затрудняющих проведение технологических процессов. Выход товарного сахара из свеклы при кислотном способе очистки ее сока был меньше, чем при щелочном, а чистота сахара-сырца — ниже (58...62 %). Кислотный способ очистки свекловичного сока просуществовал до 30-х годов XIX в.

Совершенствованию технологии очистки сахарсодержащих растворов и повышению их кристаллизационных свойств способствовало также открытие адсорбционных свойств древесного угля, сделанное российским академиком Т. Е. Ловицем еще в 1786 г., которое он применил позднее для обесцвечивания свекловичных соков и сиропа.

Первые свеклосахарные заводы строились в центральных районах России ближе к промышленным центрам, но вскоре подавляющее их большинство сосредоточилось на Украине и в Центрально-Черноземном районе России, где почвенно-климатические условия благоприятствовали культивированию свеклы.

В 1825 г. в России действовали семь свеклосахарных заводов, вырабатывавших 240 т сахара в год, а в 1860 г. — 380 заводов, которые выпускали свыше 64 тыс. т сахара в год. Но это были мелкие предприятия с примитивной технологией. Число их постепенно уменьшалось, а производственная мощность увеличивалась, совершенствовались техника и технология.

Вначале корнеплоды свеклы размягчали паром и отжимали из них сок на винтовых прессах, а в 1834 г. Д. А. Давыдов заменил этот способ новым, вымачивая гребешки свеклы в холодной воде. В 1841 г. Н. П. Шишков вымачивал гребешки горячим способом, что явилось началом перехода от прессового к диффузионному способу сокодобывания. В 1864 г. появилась непрерывнодействующая диффузионная батарея чеха Ю. Роберта, которая была испытана в России в 1866 г.

В 1850 г. русский академик Г. Гесс применил угольную кислоту для осаждения избытка извести из дефекованного сока, а в 1863 г. М. А. Толпыгин предложил двухступенчатую сатурацию диффузионного сока угольной кислотой.

В 1851 г. мастера Балаклеевского сахарного завода А. И. Федосеев и И. А. Фоменко впервые в мире сварили сахарный утфель в вакуум-аппарате «на кристалл». До этого сироп сгущали в вакуум-аппаратах до пробы «на волос» и спускали в открытые сосуды с двойными обогреваемыми стенками. При медленном охлаждении в перенасыщенном сиропе самопроизвольно зарождались и наращивались кристаллы сахара. Смесь кристаллов и межкристального раствора (утфель) выгружали в конусообразные формы для продолжения кристаллизации сахарозы из сиропа. Излишки межкристального раствора вытекали через нижнее от-

верстие в форме. Непробеленный сахар вынимали из формы и межкристальную жидкость отделяли от кристаллов через салфетку на прессах. Полученный сахар-сырец подвергали рафинированию: растворяли до сиропа, очищали активным углем от несахаров и кристаллизовали. Производственный цикл длился несколько недель. Центрифуги на заводах стали применять с 1850 г.

Стремясь упростить технологию и ликвидировать стадию рафинирования сахара-сырца в общем цикле получения белого сахара, инженер М. А. Толпыгин в 1854 г. в конце цикла центрифугирования первого утфеля применил пробеливание паром и получил белый сахар. Этот способ назвали в Европе «русской паровой пробелкой».

Уваривание утфеля «на кристалл» и центрифугирование его с паровым пробеливанием кристаллов сахара завершили формирование оригинальной технологии получения белого сахара, минуя промежуточную стадию сахара-сырца.

Сульфитацию очищенного сока в России стали применять с 1873 г.

Позднее, в 1897 г., К. Ф. Абрагам, В. В. Ярошевский и К. Р. Закс создали и внедрили способ переработки оттеков первого утфеля путем уваривания их в вакуум-аппарате «на кристалл» с последующим обессахариванием межкристальной жидкости в мешалках-кристаллизаторах при охлаждении. До этого оттеки первого утфеля уваривали в вакуум-аппарате до пробы «на волос», а затем сироп выгружали в емкости и сахар выкристаллизовывали охлаждением («в покое»).

Перед первой мировой войной (1914 г.) на территории России действовало 235 свеклосахарных заводов. Эти заводы могли перерабатывать до 137 тыс. т свеклы в сутки. Среднесуточная мощность одного завода составляла 0,57 тыс. т свеклы. В производственный сезон 1914/15 г. эти сахарные заводы выработали 1,71 млн т сахара.

За время первой мировой и гражданской войн большинство сахарных заводов было разрушено, и в 1921/1922 гг. годовое производство сахара уменьшилось до 51 тыс. т. Начиная с 1922 г., выработка сахара-песка стала увеличиваться и сахарная промышленность твердо встала на путь восстановления. Уже в 1930 г. производство сахара превысило наибольший довоенный уровень: в сезон 1930/31 г. было выработано 1,78 млн т сахара-песка.

Перед второй мировой войной (1940 г.) отечественная сахарная промышленность выработала 2,17 млн т сахара-песка. Во время войны она понесла громадный урон. Большинство предприятий пострадало так, что их пришлось отстраивать заново. К 1950 г. сахарные заводы в границах бывшего СССР были полностью восстановлены.

В 1991 г. в СССР действовало 318 свеклосахарных заводов общей производственной мощностью более 840 тыс. т переработ-

ки свеклы в сутки. В 1990/1991 г. было выработано 12,3 млн т сахара-песка, из них 3,8 млн т из импортного тростникового сахара-сырца. Общая площадь посевов сахарной свеклы составляла 3,5 млн га.

В настоящее время в Российской Федерации действует 95 свеклосахарных заводов. Средняя производственная мощность одного завода составляет 2,84 тыс. т переработки свеклы в сутки. Посевные площади под свеклой снизились до 1,5 млн га. В 1997 г. было заготовлено 15 млн т сахарной свеклы и выработано из нее около 15 млн т сахара-песка. Коэффициент извлечения сахара из свеклы был 72 %.

Сахарорафинадное производство, как упоминалось ранее, возникло в России в начале XVIII в., заводы работали на привозном тростниковом сахаре-сырце, а после создания своей сахарной промышленности стали получать сахар-рафинад из свекловичного сахара-песка. Первые заводы имели производственную мощность около 0,5 т/сут литого сахара-рафинада, а в 1914 г. максимальная годовая выработка литого сахара-рафинада достигла 937 тыс. т, и средняя производственная мощность завода составляла уже 90 т/сут.

В 1938 г. был разработан способ получения прессованного сахара-рафинада, который по качеству соответствовал литому сахару-рафинаду. При этом резко повысились производительность труда и степень механизации производства.

В настоящее время в России действуют 3 самостоятельных сахарорафинадных завода и 8 сахарорафинадных отделений при свеклосахарных заводах.

В ближайшие годы предусмотрено расширение производства сахара. Постановлением Правительства Российской Федерации 1 марта 1997 г. утверждена федеральная целевая программа «Сахар» на 1997—2005 гг., в которой предусматривается довести объем заготовок сахарной свеклы к 2005 г. до 38 млн т, а производство сахара — до 4 млн т. Намечается строительство 17 новых и реконструкция 54 действующих сахарных заводов, обеспечивающих увеличение производственных мощностей на 154 тыс. т переработки свеклы в сутки и сокращение производственного сезона до 100 сут.

За рубежом благодаря внедрению прогрессивной технологии выращивания сахарной свеклы и получению стабильных урожаев ее (40—60 т/га), а также развитой структуре транспортных коммуникаций наблюдается увеличение единичной мощности свеклосахарных заводов до 6...12 тыс. т переработки свеклы в сутки и сокращение их числа.

В табл. 1 представлены количество и средняя производственная мощность (тыс. т/сут) свеклосахарных заводов в странах ЕЭС в 1993 г.

Таблица 1

Страна	Число заводов	Средняя мощность	Страна	Число заводов	Средняя мощность
Россия	95	2,84	Нидерланды	7	11,7
Франция	48	8,8	Великобритания	10	6,6
ФРГ	49	5,4	Бельгия	11	7,4
Италия	28	6,4	Испания	24	4,4

Самый большой в мире завод по переработке сахарной свеклы «Connatre» производственной мощностью 25 тыс. т переработки свеклы в сутки находится во Франции. В ФРГ мощность завода «Plattling» доведена до 15 тыс. т переработки свеклы в сутки. В Таиланде в 1992 г. сдан в эксплуатацию сахарный завод «Super Fabrik» производственной мощностью 26 тыс. т переработки тростникового сахара-сырца в сутки. На заводе работают 12 тыс. человек в две смены по 10 ч.

Часть первая

ВЫРАЩИВАНИЕ И ХРАНЕНИЕ САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

В нашей стране сахарная свекла — основной источник сырья для производства сахара. Средняя урожайность ее на неполивных землях колеблется от 18 до 25 т с 1 га свекловичного поля, сахаристость составляет 14...18 %. При посеве районированных сортов и правильном уходе в ряде хозяйств урожайность составляет по 40...50 т с 1 га.

Культура сахарной свеклы обеспечивает повышение общей продуктивности полевого севооборота как в результате высокого сбора растительного продукта (5...6 т корнеплодов и ботвы с 1 га в пересчете на сухое вещество), так и в повышении урожайности других культур, высеваемых после свеклы. В основных свеклосеющих районах в структуре посевных площадей сахарная свекла занимает 8...12 %.

Глава 1
ВОЗДЕЛЫВАНИЕ И УБОРКА САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

САХАРНАЯ СВЕКЛА КАК РАСТЕНИЕ

Ботаническое описание. Сахарная свекла Beta vulgaris — перекрестноопыляющееся двулетнее растение из семейства маревых. В первый год жизни она образует утолщенный корнеплод с сильно развитой корневой системой и мощную розетку прикорневых черешковых листьев. Осенью корнеплоды выкапывают и сохраняют до весны следующего года. На высаженных в почву корнеплодах вырастают розетка листьев и стебель, на котором образуются цветки, а затем семена. Период роста и развития сахарной свеклы в первый год жизни в среднем составляет 150...180 сут, во второй год — 100...130 сут.

Корнеплод сахарной свеклы (рис. 1, *а*) обычно имеет коническую форму без разветвлений с относительно небольшой головкой. С двух сторон на нем по спирали расположены бороздки, из которых растут тонкие корешки с корневыми волосками. Через корневые волоски растение получает из почвы влагу и



Рис. 1. Сахарная свекла:
а — к концу первого года развития; *б* — часть цветоносного побега на втором году развития в период цветения

питательные вещества. Мякоть плотная, белая. В корнеплоде различают головку *1*, шейку *2*, собственно корень *3* и хвостик *4*.

Головка — верхняя часть корнеплода, на ней расположены мощная розетка листьев и почки (глазки), из которых на второй год жизни вырастают цветоносные побеги. Граница головки проходит по линии нижних листьев и почек. Шейка — часть корнеплода, расположенная ниже головки, свободная от листьев и боковых корешков. Собственно корень своей расширенной частью вверху примыкает к шейке. Ниже корня, начиная от диаметра 10 мм, расположен хвостик.

Корнеплоды свеклы, предназначенной для переработки, должны быть крупными, гладкими, с высоким содержанием сахарозы. Иногда в их строении встречается ряд дефектов, приводящих к снижению урожайности и сахаристости. Из них наиболее распространены ветвистость, дуплистость, многоголовчатость и др.:

ветвистость (разветвление нижней части корнеплода или утолщение боковых корней) появляется при мелкой вспашке, в каменистой почве. Такие корнеплоды хуже хранятся;

дуплистость — образование полости при разрыве тканей в головке корнеплода вследствие неравномерного их роста. Дупла являются очагами грибковых и бактериальных заболеваний при хранении корнеплодов, причиной снижения сахаристости корне-

плода, повышения содержания редуцирующих веществ и аминного азота в соке;

многоголовчатость — разрастание отдельных почек, при этом на корнеплоде образуется несколько обособленных головок.

Различают сахарную свеклу многосемянную и односемянную. У многосемянной свеклы (рис. 1, *б*) цветки размещены в пазухах прицветных листьев группами; срастаясь вместе, они образуют соплодия (клубочки). В одном клубочке содержится столько плодов, сколько было цветков в пазухе прицветного листа (обычно 2...4). Из семян одного клубочка прорастают и развиваются отдельные растения, различные по своим свойствам и продуктивности. У односемянной свеклы цветки одиночные, и каждый из них образует один плод. В гнезде плода, прикрытом сверху крышечкой, находится семя; если удалить крышечку, то семя можно легко удалить из соплодия.

Условия произрастания. Сахарная свекла — растение длинного светового дня. Для ее нормального развития требуется много света, тепла, воды, воздуха и питательных веществ. Эти компоненты равнозначны и незаменимы.

Свет. При участии световой энергии в зеленых листьях свеклы из неорганических веществ образуются органические, в том числе и углеводы, т. е. происходит фотосинтез (от греческого «фотос» — свет и «синтез» — соединение). Впервые сущность фотосинтеза раскрыл русский ученый К. А. Тимирязев.

Фотосинтез углеводов можно представить следующим образом. Углеводы образуются в листьях растений под влиянием солнечного света из диоксида углерода, содержащегося в атмосфере, и воды. Первым продуктом ассимиляции является формальдегид:

$$CO_2 + H_2O \xrightarrow{\text{Свет}} \begin{matrix} H \\ \diagdown \\ C=O \\ \diagup \\ H \end{matrix} + O_2,$$

затем молекулы формальдегида конденсируются, образуя гексозу.

$$6 \begin{matrix} H \\ \diagdown \\ C=O \\ \diagup \\ H \end{matrix} \longrightarrow C_6H_{12}O_6; \quad \Delta H = +2872 \text{ кДж/(г·моль)}$$

Этот процесс эндотермический, т. е. для его осуществления требуется энергия солнечного света: на 1 г·моль гексозы расходуется 2872 кДж теплоты.

Образовавшиеся моносахариды по сосудистым пучкам из листьев растения перемещаются в корнеплод. По пути под воздействием ферментов из них синтезируется дисахарид сахароза. Когда

свекла вступает в стадию спелости, в листьях содержится некоторое количество моносахаридов (1...3 %), а в корнеплоде — не более 0,1 %. В синтезированных углеводах водород и кислород чаще всего находятся в таком же соотношении, как и в воде. Общая формула углеводов $C_mH_{2n}O_n$ наглядно отражает название «углеводы», т. е. как бы состоящие из углерода и воды.

Так как процесс фотосинтеза связан в основном с ассимиляцией растениями диоксида углерода из воздуха, то его называют *воздушным питанием* растений.

Теплота. По отношению к теплоте сахарная свекла — умеренно требовательная культура. Она успешно возделывается и дает хорошие урожаи в зонах, где в период вегетации сумма среднесуточных температур составляет 1900...3500 °С (в Центральном районе свеклосеяния — 1900...2100 °С, в Центрально-Черноземном районе РФ — 2400...2800 °С, в Краснодарском и Ставропольском краях РФ — 3000...3500 °С). Фотосинтез наиболее интенсивно протекает при температуре 18...22 °С, но и в интервале температур 10...30 °С ассимиляция диоксида углерода идет достаточно энергично.

Вода. Массу воды, которая расходуется на образование 1 кг сухих веществ растения, называют *коэффициентом водопотребления* или *транспирационным коэффициентом*. В зависимости от влажности почвы и воздуха, агротехники и других факторов его значение колеблется от 240 до 600. При средней урожайности корнеплодов свеклы 30 т/га, коэффициенте водопотребления 400 и содержании сухих веществ в свекле 25 % расход воды на ее выращивание составляет 3 тыс. т на 1 га.

Потребление влаги в период вегетации сахарной свеклы неравномерно. В июле и августе, когда идет интенсивное формирование листьев и корнеплода, расход воды максимальный. В начале и в конце вегетации листовая площадь поверхности меньше и потребление воды ниже. Если разделить период вегетации на 3 периода (по 50 дней), то соотношение расхода воды в них будет примерно 1:9:3.

В течение суток влага расходуется неравномерно. Примерно в 11 и 14 ч наблюдается максимальное потребление воды, причем второй максимум транспирации влаги более интенсивный, чем первый.

Воздух. Сахарная свекла требовательна к аэрации почвы. На глубоковспаханных, хорошо разрыхляемых в период вегетации, воздухопроницаемых почвах она получает достаточный приток свежего воздуха к корневой системе и быстро растет, образуя крупные высокосахаристые корнеплоды. Переуплотнение почвы обрабатывающими машинами приводит к снижению урожайности свеклы на 40...60 %.

Питательные вещества. Условно различают воздушное (фотосинтез) и корневое питание растений. Корневое пита-

ние — это усвоение воды и растворенных в ней минеральных солей растением посредством корневой системы. Для нормального роста и развития сахарной свекле требуется до 85 различных элементов. Наиболее важные элементы, поступающие из почвы с водой, — азот, фосфор, калий, магний, сера и железо. Большую роль играют также микроэлементы: бор, марганец, медь, цинк, молибден и кобальт.

Азот участвует в образовании белковых веществ свеклы, при его недостатке прирост корнеплода происходит медленно, свекла поспевает преждевременно и дает низкие урожаи. При избытке азота поспевание свеклы затягивается, сахаристость снижается, а содержание азота в корнеплодах повышается.

Фосфор усиливает рост молодых растений, повышает их морозо- и засухоустойчивость, ускоряет поспевание.

Калий участвует в углеводном и белковом обмене, способствует нормальному процессу фотосинтеза, повышает устойчивость растений к увяданию.

Кальций входит в состав клеточных стенок растений, придает им упругость, способствует развитию мощной корневой системы, нейтрализует щавелевую кислоту, переводя ее в нерастворимое соединение (щавелевая кислота образуется при синтезе белков и оказывает ядовитое действие на цитоплазму).

Магний, присутствуя в хлорофилле, способствует усвоению фосфорной кислоты и участвует в углеводном обмене.

При недостатке серы свекла плохо развивается, листья желтеют, а корнеплоды буреют.

Железо входит в состав дыхательных ферментов, участвует в образовании хлорофилла, активизирует дыхание свеклы и способствует поглощению кислорода.

В период вегетации питательные вещества поступают в сахарную свеклу неравномерно, например, потребление азота в мае и июне составляет 26 %, в июле — 48, в августе, сентябре и октябре — 26 %.

Сахарная свекла хорошо растет на нейтральных и слабощелочных почвах, отличающихся высокой влагоемкостью, воздухопроницаемостью, теплопроводностью, достаточным содержанием необходимых питательных веществ. Таким требованиям соответствуют черноземные и близкие к ним по плодородию серые лёссовые почвы. Для выращивания свеклы непригодны кислые, заболоченные, песчаные, каменистые, тяжелосуглинистые почвы и почвы повышенной кислотности. Уровень грунтовых вод должен быть ниже поверхности не менее чем на 1,5 м.

Сорта и гибриды. Сорт — это группа культурных растений, созданных путем селекции, обладающих определенными наследственными, морфологическими, биологическими и хозяйственно ценными свойствами, возделываемых в определенной почвенно-климатической зоне. При оценке сорта сахарной свеклы главны-

ми показателями являются сахаристость, урожайность и высокие технологические качества. Различают урожайные, сахаристые и урожайно-сахаристые сорта сахарной свеклы.

Большим достижением селекционеров-свекловодов является создание односемянной сахарной свеклы, культивирование которой открыло возможность полной механизации возделывания. Выведены новые сорта свеклы, устойчивые к цветушности и заболеваниям, скороспелые, отзывчивые на орошение. Созданы межсортовые гибриды, превышающие по продуктивности исходные сорта.

Гибрид — растение, выращенное из семян, полученных в результате скрещивания двух или большего числа сортов (или видов), различных по биологическим и хозяйственным признакам, например скрещивание сорта Рамонская 06 (урожайного направления) с сортом Верхнячская 1612 (сахаристого направления).

В Российской Федерации наиболее распространены следующие районированные (лучшие в местных условиях) сорта и гибриды сахарной свеклы:

односемянные сорта — Белоцерковская односемянная, Рамонская односемянная 9, Ялтушковская односемянная;

односемянные (межсортовые) гибриды — гибрид Белоцерковская односемянная×Верхнячская 020; Льговский гибрид; Ялтушковский гибрид;

многосемянные сорта — Верхнячская 020, Верхнячская 038, Верхнячская 103, Рамонская 06 и Рамонская 065;

полигибриды — Белоцерковский полигибрид 1 (БЦ-1) и Белоцерковский полигибрид 2 (БЦ-2); Кубанский полигибрид 9.

Всего районировано около 40 сортов и гибридов сахарной свеклы, из которых почти половина односемянных.

ПОСЕВ И ВЫРАЩИВАНИЕ САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

Размещение сахарной свеклы в севообороте. На урожайность и сахаристость сахарной свеклы значительное влияние оказывают качество семян и сроки их высева; размещение в севообороте; условия произрастания, характеризуемые составом, влажностью и структурой почв, интенсивностью солнечного света, обеспечением необходимыми питательными веществами, соблюдением агротехнических приемов.

Севооборот — это научно обоснованное чередование культур на полях и во времени, соответствующее их биологическим особенностям и почвенно-климатическим условиям. Освоенный севооборот создает благоприятные условия для получения высоких и устойчивых урожаев. Это связано с тем, что различные растения по-разному поглощают влагу и питательные вещества из почвы.

Например, озимая пшеница использует не более 50 % воды из слоя почвы глубиной 0,5 м, а клевер при двухлетнем использовании иссушает почву на

глубину 1,5 м, люцерна — до 2 м. Озимые культуры поглощают много азота и фосфора. Многолетние травы обогащают почву азотом; так, на 1 га в корневых остатках люцерны содержится до 200 кг азота, кукурузы — около 40 кг. Сахарная свекла сильно иссушает почву и поглощает много калия.

По мере освоения оптимальных севооборотов резко увеличивается и эффективность применяемых под свеклу удобрений, рационально используется почвенная влага.

Основные посевы сахарной свеклы в РФ размещены в зонах достаточного увлажнения (Курская, Орловская, Тульская, Липецкая, Брянская, Пензенская области) и неустойчивого увлажнения (Белгородская, Воронежская области, Краснодарский и Ставропольский края). В первой зоне в среднем за год выпадает около 550 мм осадков, а за вегетационный период — 330...350 мм, во второй зоне — соответственно 480...500 и 300...325 мм с большими отклонениями в отдельные годы.

Многолетние опыты показали, что в зоне достаточного увлажнения сахарную свеклу в севообороте следует размещать по озимым, идущим по многолетним травам одного года использования. Примерное чередование культур в 10-польном севообороте этой зоны:

однолетние травы на зеленый корм и сено, кукуруза на силос;
озимые зерновые;
сахарная свекла;
яровые зерновые с подсевом многолетних трав;
многолетние травы (клевер и др.);
озимые зерновые;
сахарная свекла;
зернобобовые, кукуруза;
горох;
озимые зерновые.

Качество семян. Для высева используют семена сахарной свеклы только районированных сортов и гибридов. Основными показателями качества семян являются спелость, крупность, всхожесть и энергия прорастания.

Всхожесть семян свеклы должна быть 85...90 %, содержание влаги — не более 14,5 %, чистота — не ниже 97 %.

У разных сортов сахарной свеклы клубочки различаются по размеру: соплодия многосемянных сортов значительно крупнее плодов односемянных сортов. А плоды сортов свеклы урожайного направления крупнее, чем сортов сахаристого направления. Крупные, полновесные клубочки дают мощные проростки и высокий урожай корнеплодов. Из более крупных и тяжелых семян одного и того же клубочка также развиваются корнеплоды с большей массой.

Односемянная сахарная свекла обладает некоторыми преимуществами перед многосемянной. При высеве ее семян с малыми нормами ростки в рядках распределяются рассредоточенно, корни не переплетаются между собой, как у многосемянной свеклы. Это облегчает прореживание. Корневая система растения при прореживании не повреждается. При опаздывании

с прореживанием урожаи односемянной свеклы снижаются меньше, чем на посевах многосемянной свеклы. Но у односеменной свеклы имеются и недостатки: меньшая урожайность по сравнению с многосемянной, большая чувствительность к заморозкам, болезням, недостатку влаги, подверженность цветушности.

К посеву семена сахарной свеклы готовят на семенных заводах, где после сушки их калибруют и обрабатывают защитно-стимулирующими веществами. При калибровании семян выделяют две посевные фракции — диаметром 3,5...4,5 и 4,5...5,5 мм. Более крупные семена шлифуют до размера 5,5 мм, очищают и калибруют. При шлифовании удаляется до 30 % массы рыхлого слоя околоплодника. Это придает семенам сыпучесть, и они равномернее распределяются при посеве.

В настоящее время часть семян дражируют, т. е. на предварительно отшлифованную поверхность семян наносят оболочку из специальной дражировочной массы (смесь суспензии бентонитовой глины и торфа) для придания им шарообразной формы и большей массы, что обеспечивает точный посев с заданным расстоянием между семенами в рядке. Всхожесть дражированных семян должна быть не менее 85 %.

Предпосевная обработка почвы и сев. Своевременно и правильно проведенная предпосевная обработка почвы под сахарную свеклу способствует эффективной борьбе с сорняками, вредителями и возбудителями болезней, лучшему накоплению влаги и питательных веществ. Корнеплод свеклы формируется в почве, поэтому при ее обработке создают рыхлый слой, обеспечивающий его развитие.

Основная обработка почвы под сахарную свеклу складывается из лущения жнивья и зяблевой вспашки. При лущении лемешными лущильниками на глубину 8...12 см уничтожаются поливные сорняки, создаются благоприятные условия для прорастания семян сорняков, всходы которых затем уничтожаются глубокой зяблевой вспашкой. Последнюю проводят после лущения в конце августа или в первой половине сентября на глубину 28...32 см.

Ранней весной, когда почва слегка подсохнет и верхний ее слой будет хорошо крошиться, для предотвращения потерь влаги от испарения почву боронят. Непосредственно перед посевом свеклы поле обрабатывают пропашными культиваторами с плоскорежущими лапами на глубину 4...5 см, чтобы не переворачивать почву. При этом уничтожаются проростки сорняков, создается рыхлый мелкокомковатый слой, обеспечивающий равномерную заделку семян и благоприятные условия для их прорастания.

К севу свеклы приступают на 3...4-й день после начала сева ранних зерновых культур, когда температура почвы на глубине

Библиотека
Сух. НИИ и ЛП
№ У 8955

заделки семян (2,5...3,5 см) достигает 6...9 °С, сразу же после предпосевной обработки почвы, чтобы не допустить иссушения ее верхнего слоя.

Свеклу сеют поперек направления осенней вспашки навесными пунктирными сеялками с расстоянием между рядками 45 см. Одновременно вносят минеральные удобрения, гербициды и пестициды. Для получения 9...10 всходов на 1 м рядка высевают 17...20 плодов. Засеянное поле сразу прикатывают.

За 3...4 дня до появления всходов проводят довсходовое боронование, когда зубья бороны не повреждают проростков свеклы, но уничтожают проростки сорняков. При этом верхний слой почвы разрыхляется, что способствует улучшению всходов свеклы.

Для успешного применения механизмов при прореживании всходов и уходе за посевами необходимо получить дружные всходы по всему полю. Поэтому на каждом поле сев проводят групповым методом за 1...1,5 дня, а в целом по хозяйству — за 3...4 дня. Каждый день опоздания с севом приводит к недобору урожайности корнеплодов свеклы от 0,6 до 1,2 т с 1 га и снижению ее сахаристости на 0,15...0,25 %.

Рост и уход за посевами. После сева семян в первую очередь начинает прорастать зародышевый корешок, постепенно углубляясь в землю, через 9...12 сут наружу появляются семядоли, которые выполняют роль листьев. Этот период называется *фазой вилочки*.

Через 8...10 сут после всходов появляется первая пара настоящих листьев. С этого момента главный корень начинает утолщаться. За первой парой настоящих листьев через каждые 2...3 дня появляются вторая, третья, четвертая и пятая пары листьев, а семядоли отмирают. При появлении 2...4 пар листьев происходит линька корня: первичная кора сбрасывается, а вместо нее появляется новая плотная кожица. После линьки заметно обозначается форма будущего корнеплода.

В середине периода вегетации (*период вегетации* — это время, в течение которого растение проходит цикл развития от посева семян до спелости корнеплода) листья появляются через 1...2 дня. К концу июля общая площадь ассимиляционной поверхности листьев одного растения достигает наибольших размеров (0,7...1,4 м^2).

С появлением всходов, как только обозначатся рядки, в междурядьях для уничтожения сорняков почву обрабатывают культиваторами на глубину 2...3 см. В фазе первой пары настоящих листьев сначала проводят послевсходовое боронование, а затем поперечное прореживание посевов механическим прореживателем (букетировка) и удаление лишних растений и сорняков вручную.

Густота насаждений сахарной свеклы оказывает существенное

влияние на ее урожайность. Хороший урожай корнеплодов с высокой сахаристостью получают, когда к моменту уборки на 1 м рядка растут 4...6 растений (для посевов с междурядьем шириной 45 см).

Рекомендуется следующая оптимальная густота насаждения к моменту уборки (в тыс. шт. на 1 га): в зоне достаточного увлажнения 90...100, в зоне с неустойчивым увлажнением 85...90, в зоне с недостаточным увлажнением 80...85.

После формирования густоты посевов рыхлят почву и удаляют сорняки, проводят подкормку растений удобрениями и ведут борьбу с вредителями и болезнями.

Рост и развитие сахарной свеклы первого года жизни можно разделить на три основных периода. В первый период (от появления семядолей до смыкания листьев в рядках) наиболее энергично развиваются листья и корневая система, рост корнеплода отстает от роста листьев. Второй период (смыкание листьев в рядках и междурядьях) характеризуется интенсивным нарастанием корнеплода, а рост листьев отстает от роста корнеплода. В третий период (размыкание листьев в рядках и междурядьях) прирост корнеплодов и листьев замедляется с одновременным накоплением сахарозы, часть листьев отмирает. К началу уборки сахарной свеклы масса листьев составляет 35...50 % массы корнеплода.

При междурядных рыхлениях от рядка оставляют защитную зону шириной 12...14 см. Чтобы не повредить листья свеклы, тракторы, работающие на междурядных рыхлениях, оснащают ботвоотводами.

Сахарная свекла по сравнению с другими культурами потребляет больше питательных веществ. При внесении 1 т полного минерального удобрения ее урожайность повышается на 8...10 т/га и более. Полным минеральным удобрением называют оптимальное для данных почв соотношение количеств вносимых компонентов удобрений (азот, фосфор, калий). Например, $N:P_2O_5:K_2O$ = 1:0,8:1,2. Эффективность внесения удобрения резко возрастает при сочетании с другими агротехническими приемами: соблюдением севооборота, надлежащей обработкой почвы, борьбой с вредителями и болезнями сахарной свеклы.

Основную массу удобрений (до 75 %) под сахарную свеклу вносят с осени под зяблевую вспашку. Остальные удобрения вносят при посеве и с первыми междурядными обработками посевов. Для известкования используют подсушенный фильтрационный осадок с сахарных заводов, известняк и мел, которые вносят в подзолистую почву до глубокой зяблевой вспашки в количестве 3...5 т на 1 га и в выщелоченные черноземы — 5...7 т на 1 га. Действие внесенного в почву карбоната кальция длится 5...10 лет. При внесении оптимальной дозы известняка урожайность сахарной свеклы увеличивается на 2...3 т с 1 га, сахарис-

тость также повышается. Перед внесением фильтрационного осадка в почву для удобства разбрасывания его следует подсушивать до содержания влаги 30...35 %.

Цветушность свеклы. При неблагоприятных метеорологических условиях, нарушении сроков высева семян и агротехнических приемов возделывания сахарная свекла в первый год своего развития может дать цветоносные побеги, а иногда и плодоносит. Такую свеклу называют *цветушной*. В ее корнеплодах происходит уплотнение клеточных стенок с образованием повышенного количества лигнина — продукта конденсации и полимеризации — оксиконифирилового спирта. Такие корнеплоды плохо изрезываются в стружку, так как из-за повышенной волокнистости сопротивление резанию у них в 3...5 раз выше, чем у обычных корнеплодов.

Одна из основных причин появления цветушности свеклы — ранний сев. Если затем последует резкое похолодание без осадков, высеянные семена в этом случае лежат в земле 30...40 сут вместо обычных 9...12 сут и успевают пройти стадию яровизации.

Например, в 1974 г. в Винницкой области Украины поле засеяли свеклой 28 марта, затем из-за плохих всходов часть площади пересеяли 13 мая. Весна была сухой и холодной. При уборке на участке раннего посева обнаружили 27 % цветушной свеклы, а на пересеянных участках ее не было совсем.

На повышение процента цветушной свеклы влияют также внесение в почву большого количества азотных удобрений и сорт семян. Сорта и гибриды свеклы, созданные в жарком климате, более склонны к цветушности. Повышенной цветушностью отличаются также односемянные сорта и гибриды свеклы по сравнению с многосемянными.

С продвижением посевов сахарной свеклы в северные и северо-западные районы, где световой день длиннее и весна часто бывает холодной, затяжной, цветушность возрастает.

Например, при посеве одного и того же сорта свеклы в Вологодской области (с продолжительностью светового дня в июне 20 ч 05 мин) и в Кыргызстане (с продолжительностью светового дня в июне 15 ч 10 мин) цветушность составила соответственно 10,2 и 0,01 %.

Основные методы борьбы с цветушностью сахарной свеклы — это выведение устойчивых к ней сортов и гибридов, посев в оптимальные сроки и соблюдение правил агротехники возделывания.

Спелость свеклы. Различают ботаническую, биологическую и техническую спелость сахарной свеклы. *Ботаническая* спелость наступает на втором году жизни, когда созревают семена. В конце вегетации сахарной свеклы первого года жизни, когда в растении постепенно затухают жизненные процессы, насту-

шает *биологическая* спелость. В этот период интенсивно отмирают листья, резко замедляется прирост массы корнеплода и сахарозы, повышается чистота свекловичного сока, снижается содержание воды в корнеплодах, происходит распад белковых веществ в плазме листьев. Активность фотосинтеза снижается до минимума, и процесс дыхания преобладает за счет накопленных веществ.

При достижении *технической* спелости сахарной свеклы в корнеплодах накапливается наибольшее количество сахарозы при высокой чистоте свекловичного сока. Дальнейший незначительный прирост массы сахарозы и корнеплода уже не оказывает существенного влияния на урожайность и сахаристость. Перед наступлением технической спелости рядки свеклы размыкаются, листья становятся светло-зелеными, частично желтеют и отмирают, отношение массы ботвы к массе корнеплода снижается до 0,4...0,5. Степень пожелтения и отмирания листьев, замедление прироста корнеплода используют как показатель начала уборки сахарной свеклы.

Техническая спелость сахарной свеклы зависит от сорта, погодных условий, агротехники возделывания посевов и плодородия почвы. В засушливый период техническая спелость свеклы наступает раньше, чем в дождливый. В изреженных посевах она поспевает раньше, чем в загущенных. Избыток навоза и азотных удобрений затягивает сроки поспевания, а фосфорно-калийных — ускоряет. Техническая спелость сахарной свеклы наступает раньше биологической.

В качестве показателя технической спелости свеклы в Чехии используют мелассный фактор, который определяется по уравнению

$$МФ = 1100(c-0{,}12)/(СХ-1{,}2-4c), \qquad (1)$$

где c — содержание кондуктометрической золы, % к массе свеклы; СХ — содержание сахарозы в свекловичном соке (при поляриметрическом определении), % к массе свеклы. При переходе свеклы в состояние технической спелости мелассный фактор равен 30...40.

В России момент достижения технической спелости свеклы определяют по критерию спелости ($K_{сп}$), используя результаты анализа средних образцов свеклы, отбираемых ежедекадно с промышленных сортовых участков,

$$K_{сп} = СХ(m_б/m_к)\cdot c, \qquad (2)$$

где СХ — содержание сахарозы в свекловичном соке (при поляриметрическом определении), % к массе свеклы; $m_б$ и $m_к$ — масса соответственно ботвы и корнеплода, г; c — содержание кондуктометрической золы, % к массе свеклы.

Для технически спелой свеклы соотношение $m_б/m_к$ составляет 0,4...0,5, а критерий $K_{сп} \leq 5...5{,}5$.

ВОЗДЕЛЫВАНИЕ САХАРНОЙ СВЕКЛЫ РАССАДНЫМ СПОСОБОМ

В Японии на значительной части посевных площадей (под свеклой) используют прогрессивный способ выращивания сахарной свеклы — рассадой. Сначала рассаду свеклы выращивают в бумажных мешочках, собранных в кассету (блок). Последняя представляет собой гармошку из бумаги, имеющую в развернутом виде длину 116 см, ширину 31 и высоту 13 см. Бумага склеена так, что при развертывании гармошки образуется 1400 ячеек с размером боковой стороны 1 см. По форме бумажный блок в развернутом виде напоминает пчелиные соты. Чтобы вырастить рассаду для 1 га посевов, нужно около 60 бумажных блоков.

Для посева бумажный блок в развернутом виде прикрепляют на рамку с металлическим дном. Рамку ставят на подставку, в ячейки насыпают землю, просеянную и смешанную с удобрениями (1,2 кг туков на 40 кг земли), и рамку с блоком несколько раз встряхивают для лучшего заполнения ячеек. Затем в ячейки автоматически или вручную высевают одноростковые семена свеклы.

Подготовленные таким образом блоки помещают в теплицу с температурой воздуха 20 °С. Почву в блоках периодически поливают. Через 30...40 сут, когда у растений появятся четыре листочка, рассаду высаживают на поле в рядки с расстоянием между растениями 29 см и междурядьем шириной 50 см. Всего на 1 га высаживают примерно 70 тыс. растений. Землю в блоках предварительно увлажняют и блоки распускают. При этом они легко раскленваются и получается бумажная лента с вытянутыми в один ряд растениями. Рамки с блоками помещают в посадочную машину, которая тянет бумажную ленту, ножницами разрезает ее, и каждое растение вместе с землей и бумажным цилиндриком опускается в углубление, которое делает машина. Одновременно в рядок подается удобрение.

Для выращивания свеклы рассадой рекомендуется подбирать сорта, особенно устойчивые к цветушности, так как в противном случае рассадный способ может дать до 70 % цветушных растений.

При рассадном способе выращивания повышается урожайность свеклы, снижаются затраты ручного труда; повышается эффективность использования удобрений и пестицидов; сдвигается вегетационный период и свекла поспевает почти на 1 мес раньше, что дает возможность использовать освободившиеся поля под озимые культуры; увеличивается сопротивляемость свеклы к болезням и засухе, улучшаются технологические качества свеклы, в частности ее способность к длительному хранению в кагатах.

СОРНЫЕ РАСТЕНИЯ, ВРЕДИТЕЛИ И БОЛЕЗНИ

Сорные растения. Сахарная свекла наиболее чувствительна к сорнякам. Наличие 4...6 сорняков на 1 м^2 посевов снижает урожайность корнеплодов на 4...5 т с 1 га. Сорняки, обладая более мощной корневой системой, чем культурные растения, потребляют огромное количество воды и питательных веществ. Важная биологическая особенность сорняков — это их плодовитость, во много раз превышающая плодовитость культурных растений. Например, растение пшеницы дает 40...80 зерен, а куколь — 2500, горец вьюнковый — 11 200. В борьбе за выживаемость сорняки так приспособились к культурным растениям, что семена некоторых сорняков почти не отличаются от семян культурных растений.

Для борьбы с сорняками применяют следующие меры: тщательно очищают посевной материал от семян сорняков, обкашивают обочины дорог, пустыри и канавы вблизи свекловичных

посевов, обеспечивают нормальную густоту насаждений свеклы, применяют химические препараты — гербициды и др. Важное значение в борьбе с сорняками имеют качественная подготовка почвы, своевременный посев хорошо очищенными семенами районированных сортов и гибридов сахарной свеклы, междурядная обработка посевов.

Вредители. Сахарную свеклу повреждают насекомые более 100 видов. У большинства из них первой самостоятельной фазой развития является яйцо. Самка откладывает яйца на поверхность листьев или погружает их в стебли, листья, почву. Внутри яйца развивается зародыш и формируется личинка (у бабочек она называется гусеницей). Вылупившиеся из яиц личинки очень прожорливы и причиняют больше вреда, чем взрослые особи.

Стебли, листья, корни растений повреждаются насекомыми чаще всего снаружи (гусеницами озимой совки, лугового мотылька, свекловичного долгоносика) и иногда изнутри (гусеницами кукурузного мотылька). Клоп-черепашка прокалывает хоботком стебель и высасывает сок. Особую опасность вредители наносят сахарной свекле весной, так как ее всходы развиваются медленно.

Для успешной борьбы с вредителями выполняют комплекс агротехнических мероприятий, обеспечивающих хороший рост и развитие сахарной свеклы, а также используют химические способы [опрыскивание, опыливание посевов ядохимикатами, фумигация, (окуривание), протравливание и опудривание семян сахарной свеклы и др.].

Для биологической защиты сахарной свеклы от вредителей весьма эффективно использование паразитических и хищных насекомых, грибов, бактерий, насекомоядных птиц. Насекомые-хищники поедают большое количество вредных для свеклы насекомых, насекомые-паразиты откладывают яйца в теле насекомого-хозяина или в его яйца, куколки и личинки. Большую пользу приносят птицы, например, семья скворца за день съедает до 300 гусениц, кукушка за 1 ч может уничтожить до 100 гусениц.

Болезни. У сахарной свеклы бывают инфекционные и неинфекционные болезни. Первые (наиболее распространенные) вызываются вирусами, грибами, бактериями, вторые — условиями внешней среды. В период роста сахарной свеклы и при ее хранении могут развиваться болезни, поражающие семена, проростки, листья, корни, стебли, цветки, корнеплоды. Болезни резко снижают урожайность свеклы и качество корнеплодов.

Меры борьбы с болезнями те же, что и с вредителями: соблюдение правил агротехники, применение ядохимикатов, внедрение сортов и гибридов сахарной свеклы, устойчивых к болезням.

УБОРКА САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

Сроки уборки. Сырьевая зона сахарного завода формируется таким образом, чтобы большая часть заготовляемой свеклы поступала с полей непосредственно на склад завода, минуя периферийные свеклоприемные пункты. За 10...15 дней до уборки свеклы проводят массовое предуборочное химико-фитопатологическое обследование всех посевов сахарной свеклы сырьевой зоны сахарного завода. Цель обследования — выявить участки, свекла с которых непригодна для длительного хранения вследствие сильного поражения болезнями и вредителями, ухудшения технологических качеств из-за неудовлетворительного агротехнического состояния свекловичных посевов. В это же время определяют участки с хорошими посевами, предназначенными для формирования так называемого «золотого фонда». На этих участках осуществляют тщательный контроль за соблюдением оптимальных сроков уборки и вывозки корнеплодов, обеспечивающих их сохранность в кагатах длительного хранения.

Результаты химико-фитопатологического обследования используют для правильного распределения корнеплодов свеклы по срокам хранения и составления графика выкапывания и вывозки свеклы с полей с преимущественной нагрузкой на октябрь (рис. 2). В период до массового выкапывания (в основных районах свеклосеяния до 20 сентября, в южных районах страны до 1 октября) графиками предусматривают выкапывание и вывозку сахарной свеклы в количестве, обеспечивающем трехсуточную бесперебойную работу сахарных заводов без создания запасов свеклы в поле.

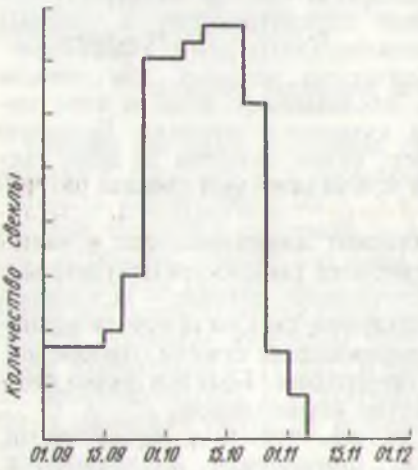


Рис. 2. Примерный суточный график выкапывания и вывозки свеклы

На рис. 3 в качестве примера даны средние показатели изменения массы корнеплода и сахарозы в процессе выращивания свеклы в Воронежской области. Из этих данных видно, что накопление сахарозы в сахарной свекле и рост корнеплода не заканчиваются к моменту массового выкапывания, а продолжаются и в октябре, но со значительно меньшей интенсивностью, чем в сентябре. Судя по этим показателям, уборку свеклы лучше начинать как можно позже. Однако, учитывая погодные условия, хозяйственные возможности и другие факторы,

к уборке и переработке сахарной свеклы приступают раньше — в первой половине сентября. Первоначально выкапывают свеклу на полях с более спелыми растениями, а после 20 сентября начинают массовую уборку.

Окончание уборки зависит от прогноза погоды. Ориентировочно она должна заканчиваться: в Алтайском крае 5 октября, в областях Центрально-Черноземного района России 20...25 октября, в Краснодарском и Ставропольском краях 15 ноября.

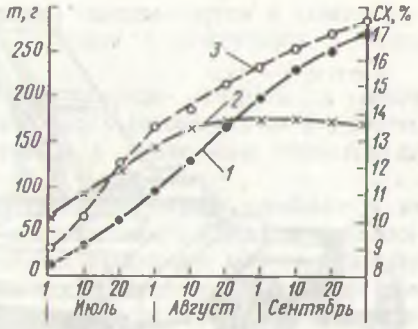


Рис. 3. Динамика роста сахарной свеклы:

1 — массы корнеплода (*m*), г; *2* — массы ботвы, г; *3* — содержания сахарозы (СХ), %

В первой и во второй декадах сентября, а в южных районах и в третьей декаде следует строго придерживаться графика выкапывания свеклы, не создавая значительных ее запасов, так как в противном случае возможны значительные потери сахара и свекломассы.

Пример. В 1983 г. в двух свеклосеющих зонах (I и II) с одинаковыми климатическими и погодными условиями, расположенных на расстоянии 60 км одна от другой, уборку свеклы закончили в разное время и получили следующие результаты:

Зона свеклосеяния	I	II
Окончание уборки	30 сентября	25 октября
Сахаристость свеклы, %	17,5	17,7
Выход сахара, %	10,6	13,7
Потери свекломассы при хранении и подаче в завод, %	11,0	3,9

Механизированная уборка и доставка сахарной свеклы на приемные пункты. Сахарную свеклу убирают шестирядными комбайнами в комплексе с ботвоуборочными машинами. Эти машины полностью исключают ручной труд при выкапывании свеклы и отделении примесей.

С помощью прицепной ботвоуборочной роторной машины МБП-6 (рис. 4), работающей в комплекте с корнеплодоуборочной машиной КС-6Б или РКМ-6, срезают ботву с корнеплодов свеклы и погружают ее в идущий рядом транспорт. А затем выкапывают корнеплоды комбайном (рис. 5). Дисковые копачи *1* комбайна выжимают из почвы корнеплоды и направляют их на шнековый очиститель *2* для отделения земли. Продольный элеватор *3* поднимает корнеплоды на ленточный транспортер *5*,



Рис. 4. Прицепная ботвоуборочная роторная машина МБП-6

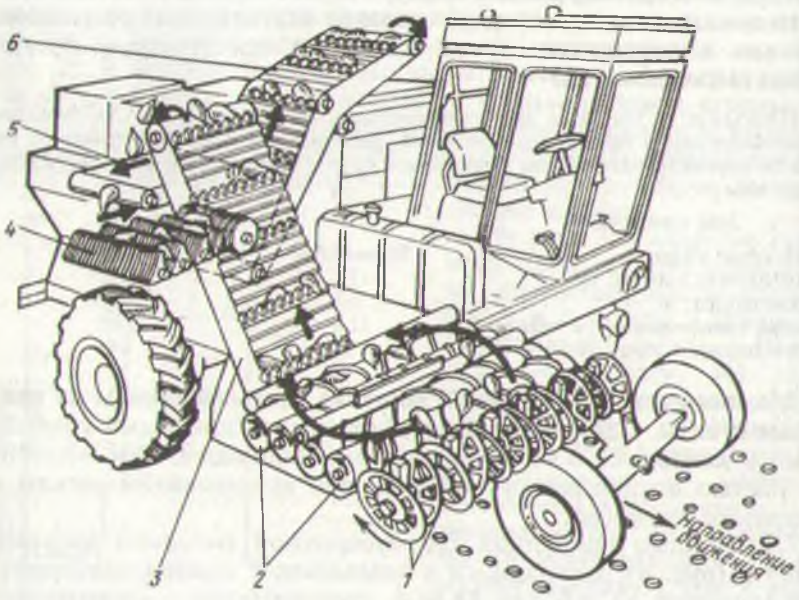


Рис. 5. Схема свеклоуборочного самоходного комбайна КС-6Б

откуда они вместе с комками почвы направляются в комкодробитель *4* и по выгрузочному элеватору *6* поступают в кузов автомашины, идущей рядом.

Свеклоуборочными машинами удается собрать с поля 90...94 % корнеплодов, остальная масса (оторванные хвостики, невыкопанные корнеплоды) остается в земле или теряется на поверхности.

Для облегчения работы корнеплодоуборочных комбайнов на почвах, отличающихся высокой плотностью, а также в засушливое время рекомендуется послойное рыхление междурядий на глубину 10...12 см культиваторами с узкозахватными стрельчатыми лапами после прохода ботвоуборочных машин. Это дает возможность снизить число механически поврежденных корнеплодов.

Механизированная уборка сахарной свеклы осуществляется поточным, перевалочным и поточно-перевалочным способами. При поточном способе свеклу выкапывают и сразу отправляют на приемный пункт. При этом способе необходимы четкая согласованность в работе уборочных машин и автотранспорта, большое количество автомашин.

При недостатке автотранспорта или большой загрязненности корнеплодов применяют перевалочный способ уборки, когда выкопанную свеклу укладывают на краю поля у дорог в валки или полевые кагаты (шириной, соответствующей захвату свеклопогрузчика) и в тот же день или на вторые сутки вывозят на приемные пункты. При погрузке корнеплодов свеклопогрузчиком из валков в автомашины значительная часть подсохшей земли и зеленой массы отделяется и остается в поле, что позволяет укладывать на хранение более чистую свеклу и не вывозить с поля плодородную почву. Но при этом свеклопогрузчиком повреждается часть корнеплодов. В дождливую погоду сахарную свеклу убирают только перевалочным способом.

Поточно-перевалочный способ уборки свеклы позволяет лучше организовать работу автотранспорта. Например, при перевозке корнеплодов на расстояние 15...20 км половина уборочных машин используется на поточном способе, остальные — на перевалочном.

Для погрузки выкопанных корнеплодов свеклы в транспортные средства (при перевалочном и поточно-перевалочном способах уборки) чаще всего применяют свеклопогрузчики-очистители СПС-4,2(А) производительностью 200 т/ч, с шириной захвата 4,2 м и максимальной высотой загрузки 3,5 м.

Хранение свеклы в поле. Если выкопанную свеклу не вывозят в тот же день с поля, то начиная с 1 октября допускается укладывать ее на кратковременное хранение в полевые кагаты с шириной основания до 4 м, высотой не более 2 м и длиной не менее 10 м. Кагаты располагают вблизи дорог на предварительно

выровненных, очищенных от растительности, взрыхленных на глубину 5...6 см, обработанных гашеной известью (0,2 кг на 1 м^2) и прикатанных площадках. На кратковременное хранение можно закладывать только здоровую, неповрежденную и неподмороженную свеклу. Для предотвращения увядания и подмораживания корнеплодов боковые поверхности кагатов укрывают слоем земли толщиной 15...20 см или другими укрывными материалами с отдушинами по гребню. Из полевых кагатов свеклу вывозят в течение 5...7 сут с момента уборки и направляют на переработку. В этом случае она не подлежит повторной укладке в заводские кагаты.

При хранении свежевыкопанных корнеплодов в полевых условиях теряется значительная часть массы свеклы и сахарозы (табл. 2).

Таблица 2

Способ хранения свеклы	Потери при хранении, % к массе свеклы			
	свекломассы		сахарозы	
	10 сут	15 сут	10 сут	15 сут
Кучи и валки без укрытия	11,5	17,9	1,7	2,21
Кагаты без укрытия	9,9	16,8	1,31	1,83
Кагаты, укрытые				
ботвой слоем 20 см	7,1	10,4	0,77	1,24
соломенными матами	5,4	7,7	0,63	1,01
землей слоем 25 см	2,5	4,2	0,42	0,72

Из табл. 2 видно, что при кратковременном хранении свеклы в поле потери сахарозы в открытых кагатах в 2,5...3 раза выше, чем в укрытых землей или соломенными матами, что свидетельствует о необходимости организации полевого хранения свеклы только в укрытых кагатах или немедленной вывозки свеклы на стационарные склады.

Следует отметить, что в сентябре дыхание корнеплодов свеклы протекает примерно в 3 раза интенсивнее, чем в октябре. Во столько же раз выше будут потери сахарозы на дыхание.

СТРОЕНИЕ, ХИМИЧЕСКИЙ СОСТАВ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ КАЧЕСТВА САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

Строение корнеплодов. Корнеплод сахарной свеклы обычно имеет коническую форму с двумя вертикальными бороздками, из которых растут тонкие корешки с корневыми волосками, через которые растение получает из почвы влагу и питательные вещества. Корешки распространяются в почве на глубину до 1,5...2 м, охватывая боковыми отростками зону до 2 м^2.

Масса корнеплода состоит из множества микроскопических

клеток, среди которых различают (рис. 6) плотные, высохшие, непроницаемые для влаги клетки *1*, составляющие верхнюю защитную кожицу корнеплода (эпидермис); клетки, образующие сосудистые пучки (проводящая ткань), *3*, по которым влага и питательные вещества направляются в листья, а сахар и другие вещества из листьев — в корнеплод; клетки паренхимной ткани *2*, в которых накапливается и хранится основная масса свекловичного сока, содержащего сахарозу и другие растворимые в воде вещества. На поперечном разрезе корнеплода свеклы сосудисто-волокнистые пучки расположены кольцами, число их бывает 10...12 и более. Чем больше колец и гуще они расположены, тем выше сахаристость свеклы. Самые молодые — это периферийные кольца сосудистых пучков, а самые старые — центральные.

В сахарной свекле бóльшая часть сахарозы находится в клетках паренхимной ткани, меньшая — в клетках проводящей ткани (флоэме и ксилеме). Проницаемость клеточных стенок (рис. 7) зависит от проницаемости протоплазмы, состоящей из пектоцеллюлозной оболочки *1*, липопротеидной мембраны *2*, прилегающей к оболочке клетки, цитоплазмы *3*, тонопласта *4*, находящегося на границе вакуоли *5*, заполненной свекловичным соком, и ядра *6*. Пектоцеллюлозная оболочка клетки образует в углах соприженных соседних клеток межклетники *8*, заполненные газом, жидкостью или веществом оболочки. Протоплазмы соседних клеток сообщаются друг с другом через плазмодесмы *7* — тонкие каналы в клеточной оболочке.

Объем клеточных оболочек вместе с межклетниками составляет 5...7 % всего объема клетки.



Рис. 6. Поперечный разрез корнеплода сахарной свеклы

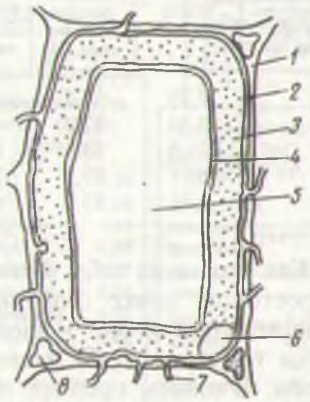


Рис. 7. Клетка паренхимной ткани сахарной свеклы

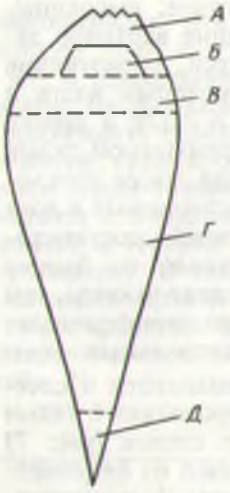


Рис. 8. Отдельные части корнеплода сахарной свеклы

Протоплазма — полупроницаемая перегородка, которая пропускает воду и не пропускает из клетки растворенные в соке вещества. Основное сопротивление проникновению веществ в клетку и выходу из нее создают мембраны, окружающие цитоплазму, и включенные в нее органеллы. Поэтому скорость диффузии вещества в живой растительной ткани на несколько порядков ниже, чем в чистых жидкостях. Чтобы разрушить мембраны и облегчить экстракцию сахарозы из клеток свекловичной ткани, ее нагревают до температуры денатурации белков (выше 60 °С). При этом белок протоплазмы свертывается и в оболочке клетки открываются поры, обеспечивающие экстрагирование сахарозы и других растворенных веществ из вакуоли клетки в окружающую среду.

Распределение сахарозы и несахаров в корнеплоде неравномерно и зависит от сорта свеклы и условий ее произрастания. В табл. 3 показано примерное содержание сахарозы и несахаров в отдельных частях корнеплода, а на рис. 8 — обозначение частей этого корнеплода. Для анализа взята средняя проба корнеплодов сахаристостью 14,35 % из 18 разных свеклосеющих зон.

Таблица 3

Части корнеплода (см. рис. 8)	Масса части, %	Чистота свекловичного сока, %	Содержание компонентов в отдельных частях корнеплода, % к их общей концентрации в корнеплоде				
			сахароза	инвертный сахар	калий	натрий	«вредный» азот
А	7,25	65,7	3,54	51,7	13,7	28,6	5,9
Б	5,34	82,3	4,46	5,3	5,4	5,5	11,7
В	11,5	88,2	11,47	2,8	8,8	8,6	8,6
Г	69,1	89,1	74,12	34,2	63,6	52,1	60
Д	6,81	83,5	6,43	6,0	8,4	4,8	4,8

Как видно из табл. 3, значительная часть несахаров находится в ростовой почке (головка *А*), а основная масса сахарозы — собственно в корне и шейке (*Г, В*). В спелой здоровой свекле масса головки (*А, Б*) и хвостика (*Д*) не превышает 20 % общей массы. В нашем примере эта величина составляет 19,4 %.

Химический состав корнеплода. Химический состав корнеплодов спелой здоровой сахарной свеклы зависит от сорта свеклы, условий выращивания (состав почв и вносимых удобрений, кли-

матические условия, полив посевов), способа уборки, условий хранения.

Содержание сухих веществ в корнеплоде сахарной свеклы колеблется в пределах 20...25 %, сахарозы — 14...18 %. Практически вся сахароза и часть несахаров корнеплода растворены в свекловичном соке. Количество сока определяют по содержанию сахарозы в соке и в свекле (% к их массе). Например, если сахаристость свеклы 16,2 %, а содержание сахарозы в свекловичном соке 17,4 %, то количество свекловичного сока будет составлять (16,2/17,4)100 = 93 %. Массовую концентрацию свекловичного сока в сахарной свекле называют *соковым коэффициентом*.

Примерный химический состав корнеплодов сахарной свеклы, выращенной на неполивных землях с умеренным внесением минеральных удобрений, приведен на рис. 9.

В корнеплодах сахарной свеклы присутствуют растворимые и нерастворимые несахара, к которым относят все сухие вещества свеклы, кроме сахарозы. Растворимые несахара — это инвертный сахар, азотистые и безазотистые органические соединения, пектин, зольные компоненты; нерастворимые — целлюлоза, гемицеллюлоза, протопектин, белки, лигнин, зола и сапонин. Нерастворимые несахара образуют мякоть свеклы.

Некоторые несахара, как видно из рис. 9, содержатся как в

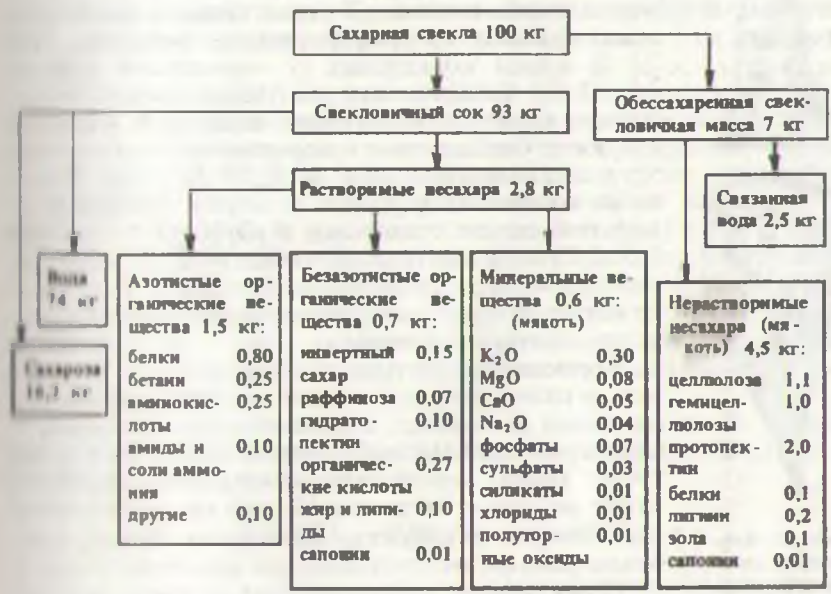


Рис. 9. Примерный химический состав корнеплодов сахарной свеклы (кг)

соке, так и в нерастворимой мякоти. Например, больше всего белковых и минеральных веществ находится в свекловичном соке, но часть их связана с мякотью. В мякоти находится также до 60 % сапонина, остальная его масса растворена в соке.

При переработке корнеплодов нерастворимую обессахаренную свекловичную массу в виде жома выводят из завода и используют на корм скоту. Растворенные несахара при очистке диффузионного сока удаляют только частично и на следующих стадиях производства. Они затрудняют проведение технологических процессов и способствуют увеличению потерь сахарозы с мелассой, поэтому их называют «вредными» несахарами.

В последние годы в связи с увеличением количества вносимых в почву минеральных удобрений, механизацией выращивания и уборки свеклы без ручной доочистки химический состав и технологические качества сахарной свеклы ухудшились. В свекловичном соке увеличилось количество редуцирующих и растворимых азотистых веществ, зольных элементов, снизилась концентрация калия, натрия и фосфора, уменьшилась чистота сока. В результате натуральная щелочность сока, равная примерно 0,02...0,025 % CaO, в некоторых зонах свеклосеяния стала достигать отрицательных значений.



Рис. 10. Корнеплод цветушной сахарной свеклы со срезанной головкой

Корнеплоды цветушной свеклы (рис. 10) по химическому составу значительно отличаются от нормальной свеклы. У них сильно увеличена масса головки, которая в среднем составляет 20—22 % массы корнеплода (у нормальной свеклы 11...13 %). Сахаристость цветушной свеклы ниже, а содержание редуцирующих веществ и «вредного» азота больше, чем в нормальной свекле; чистота свекловичного сока на 8...10 % ниже. Нарушено соотношение калия и натрия. Если в нормальной свекле отношение K_2O/Na_2O составляет 0,5...0,7, то в цветушной свекле — 2...3. Цветушная свекла легче подвержена болезням. Все вместе взятое говорит о худших технологических качествах цветушной свеклы.

Корнеплоды цветушной свеклы, рано (например, в июне) выбрасывающие стебель, более деревянистые и мелкие, с низкой сахаристостью. У цветушной свеклы, выбрасывающей стебель в августе, масса корнеплода и сахаристость почти такие же, как у нормальной свеклы, и она легче изрезывается в стружку. Цветушная свекла, особенно ранняя, неустойчива при хранении: в ней в 7...17 раз больше образуется гнилой массы, а среднесуточные потери сахарозы в 3...4 раза выше, чем у нормальной свеклы.

Выход сахара из ранней цветушной свеклы на 1,8...2,2 % ниже по сравнению с нормальной свеклой, содержание сахарозы в мелассе на 0,3...0,5 % больше. В поздней цветушной свекле эти показатели примерно в 2 раза ниже.

Удельная электропроводность свекловичной ткани цветушной свеклы в результате резкого уменьшения электропроводности плазматических стенок примерно вдвое ниже, чем у нормальной свеклы. И наоборот, клеточный сок цветушной свеклы, содержащей больше несахаров, обладает в 1,5...1,8 раза большей удельной электропроводностью.

Одревесневшие стенки клеток корнеплода содержат в 2...2,5 раза больше лигнина. По окрашиванию лигнина флороглюцином можно быстро определить наличие цветушных корнеплодов в анализируемых образцах.

Технологические качества корнеплодов. Сахарная свекла характеризуется следующими технологическими показателями: сахаристостью, спелостью, состоянием тургора, степенью загрязненности, концентрацией несахаров в свекловичном соке. Чем выше сахаристость, меньше содержание несахаров и загрязненность корнеплодов, тем качество свеклы выше. В переработку должны поступать корнеплоды технически спелой свеклы массой 350...500 г с минимальным содержанием примесей (земля, зеленая масса, камни) и хорошим тургором.

В сельскохозяйственной оценке основным показателем является сбор корнеплодов сахарной свеклы и ботвы с 1 га посевной площади.

В технологической оценке наиболее важен показатель массы сахарозы, полученной при промышленной переработке сахарной свеклы в виде товарного сахара. Для ее определения корнеплоды среднего образца измельчают в кашку, сок отжимают, нагревают до 90 °С и очищают по принятой на заводе схеме известью и диоксидом углерода. Очищенный фильтрат сгущают под разрежением до сиропа и определяют в нем содержание сахарозы, сухих веществ и вычисляют чистоту. Чистота этого сиропа обычно совпадает с чистотой заводского сиропа и дает представление о массе оставшихся в соке неудаляемых несахаров, от которых впоследствии будет зависеть содержание сахарозы в мелассе.

Используя установленный показатель чистоты сиропа, можно вычислить предполагаемый выход товарного сахара ($Вх_{сх}$, % к массе свеклы) по уравнению

$$Вх_{сх} = (СХ_{св} - 0{,}99)\left(1 - \frac{100 - Ч_{сир}}{Ч_{сир}} m\right), \qquad (3)$$

где $СХ_{св}$ — сахаристость свеклы, определенная поляриметрическим методом, %; 0,99 — плановые потери сахарозы в производстве до мелассы, которые зависят только от работы завода, % к массе свеклы; $Ч_{сир}$ — чистота сиропа, %; m — мелассообразующий коэффициент, характерный для данного завода.

Пример. При сахаристости корнеплодов свеклы 16 %, чистоте сиропа 87 % и мелассообразующем коэффициенте 1,35 предполагаемый выход сахара составит

$$ВХ_{сх} = (16-0{,}99)(1-\frac{100-90}{90}1{,}35) = 12{,}75\ \%$$

Контрольные вопросы и задание

1. Дайте ботаническую характеристику сахарной свекле. 2. Какие факторы влияют на рост сахарной свеклы? 3. Какова агротехника возделывания сахарной свеклы? 4. Что такое «биологическая» и «техническая» спелость сахарной свеклы? 5. Каковы строение и химический состав корнеплодов сахарной свеклы? 6. Каковы оптимальные сроки и способы уборки сахарной свеклы? 7. Как определить предполагаемый выход сахарозы из сахарной свеклы?

Глава 2

ПРИЕМКА И ХРАНЕНИЕ САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

ВЛИЯНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ФАКТОРОВ НА ХРАНЕНИЕ САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

После уборки корнеплоды сахарной свеклы представляют собой качественно другой биологический организм по сравнению с вегетацией. Они лишены притока пластических веществ из надземной среды через листовую розетку, минеральных веществ и воды из почвы через корневую систему. При хранении химическая связь корнеплодов с окружающей средой ограничена только поглощением кислорода и выделением диоксида углерода и воды. Для поддержания жизнедеятельности они должны расходовать собственные запасы метаболитов, в частности сахарозу. Поэтому при хранении преобладают процессы гидролитического распада и происходят естественные изменения в химическом составе корнеплодов. Под действием ферментов сложные углеводы превращаются в простые, часть которых расходуется на дыхание, а остальные накапливаются в сырье. Увеличивается содержание трисахаридов (раффиноза, кестоза). В результате гидролиза белков в свекловичном соке появляются пептиды и аминосоединения. Происходит дезаминирование аминокислот и амидов с образованием аммонийных солей. В небольших количествах в раствор переходят пектиновые вещества и гемицеллюлозы. Общее содержание минеральных веществ в корнеплодах при хранении почти не изменяется, но доля растворимой золы в соке в результате превращения сложных соединений в простые нарастает. Все это приводит к ухудшению технологических качеств свеклы, снижению содержания сахарозы и накоплению несахаров.

Гидролитический распад сахарозы в корнеплодах свеклы при хранении обусловлен необходимостью расходования образую-

ются при гидролизе моносахаридов в двух основных физиолого-биохимических процессах: дыхании и прорастании. Если дыхание является обязательным источником потребления сахарозы, то прорастание корнеплодов в процессе хранения становится заметным только при повышенных температуре и влажности окружающей среды.

Однако и при отсутствии прорастания корнеплодов расходование сахарозы при хранении превышает потребности дыхания вследствие превращения ее в другие метаболиты свекловичной ткани. Экспериментально установлено, что в условиях, почти исключающих прорастание корнеплодов и поражение их фитопатогенными микроорганизмами, около 70 % сахарозы разлагается в процессе дыхания на диоксид углерода и воду, а остальные 30 % вовлекаются в реакции углеводного обмена.

Дыхание. При хранении в оптимальных условиях корнеплодов неповрежденных, с правильно обрезанной головкой сахароза расходуется преимущественно на дыхание и величина этих потерь незначительна. Но при хранении корнеплодов поврежденных, содержащих большое количество зеленой массы, земли и других примесей, процессы дыхания усиливаются и потери сахарозы резко возрастают.

По современным представлениям, дыхание растительного организма — это система последовательных окислительно-восстановительных реакций, в результате которых происходят преобразование и реализация химической энергии органических веществ, используемых как субстрат дыхания. Биологическое значение дыхания состоит в том, что энергия, накопленная в растениях в процессе синтеза, высвобождается и используется в процессах, из которых складывается жизнь растения. Основным материалом для дыхания растительных организмов служат углеводы, но в этом процессе могут участвовать также кислоты, белки, азотсодержащие вещества. Все процессы при дыхании определяются и регулируются действием ферментов.

Различают два вида дыхания: *аэробное*, когда реакция протекает при избытке кислорода, а в качестве конечного акцептора водорода используется молекулярный кислород, и *анаэробное*, вызываемое недостатком кислорода, старением или повреждением растительных тканей, отравлением дыхательных ферментов.

При аэробном дыхании баланс химических превращений углеводов можно представить равенствами

$$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \rightarrow 2C_6H_{12}O_6;$$

$$C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O; \quad \Delta H = + 2872 \text{ кДж/(г} \cdot \text{моль)}.$$

Если аэробное дыхание протекает в соответствии с этими уравнениями, то *дыхательный коэффициент* (ДК), представляю-

ний собой отношение объемов выделившегося диоксида углерода и поглощенного кислорода, будет равен единице. На каждый грамм-моль гексозы, израсходованной на дыхание, выделяется 2872 кДж теплоты. Каждому 1 мг CO_2, выделившемуся при дыхании, будет соответствовать 10,6 кДж теплоты.

При большем, чем предусмотрено уравнением, потреблении кислорода (например, на образование органических кислот) дыхательный коэффициент будет меньше единицы. При обратном процессе (образование жиров из углеводов), когда часть потребляемого кислорода заимствуется непосредственно из углеводов, величина дыхательного коэффициента будет больше единицы. Кроме того, при дыхании корнеплодов в результате гидролиза белков и окислительного превращения аминокислот может дополнительно выделяться CO_2, увеличивая дыхательный коэффициент.

Наиболее важный показатель процесса, характеризующий потери углеводов, — *интенсивность дыхания*, т. е. количество диоксида углерода (или поглощаемого кислорода), выделяемое в единицу времени на единицу сухого вещества, которая выражается 1 $см^3$ CO_2 на 1 г СВ за 24 ч или 1 $см^3$ CO_2 на 1 кг свеклы за 1 ч.

Выделяемые при дыхании влага и теплота, если их не удалять из массы корнеплодов свеклы, являются причиной усиления дыхания и самосогревания сырья.

Анаэробное дыхание протекает в соответствии с суммарным уравнением спиртового брожения

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2; \quad \Delta H = + 234{,}5 \text{ кДж/(г} \cdot \text{моль)}.$$

В этой реакции на каждый грамм-моль гексозы, израсходованной на дыхание, выделяется в 12 раз меньше теплоты и в 3 раза меньше диоксида углерода, чем при аэробном дыхании. Поэтому при анаэробном дыхании, чтобы обеспечить себя необходимой энергией, корнеплоды свеклы должны расходовать гораздо больше сахарозы, чем при аэробном дыхании.

При хорошем доступе атмосферного воздуха к корнеплодам в кагате обеспечивается более эффективное в энергетическом отношении аэробное дыхание и снижается расход углеводов, затрачиваемых на дыхание. Заметим, что сухой незагрязненный атмосферный воздух содержит (об.%): азота — 78,09; кислорода — 20,95; аргона — 0,93; CO_2 — 0,03; неона — 0,0018; гелия — 0,0005.

Анаэробное дыхание наблюдается обычно при недостатке кислорода в воздухе, заполняющем межкорнеплодное пространство в невентилируемых кагатах, что обусловлено накоплением CO_2. Переход от аэробного к анаэробному дыханию осуществляется только при достижении в воздухе определенной критической концентрации кислорода. Лишь при прохождении этой границы начинает преобладать анаэробное дыхание и усиливается

выделение CO_2. В то же время из-за низкой энергетической эффективности этого вида дыхания резко возрастает гидролитический распад сахарозы. Установлено, что при низких плюсовых температурах (до 5 °С) снижение концентрации кислорода в воздухе до 2 % не вызывает преимущественно анаэробного дыхания. В данной ситуации основным фактором, определяющим интенсивность дыхания корнеплодов, будет низкий температурный режим хранения. С повышением температуры резко увеличивается доля анаэробного дыхания, которое происходит уже при содержании в воздухе 5...10 % кислорода и 5 % диоксида углерода. Возникновению анаэробного дыхания способствует также подвядание корнеплодов.

Подавление анаэробного дыхания в присутствии кислорода и развитие аэробного дыхания получило название *эффекта Пастера.*

На интенсивность дыхания корнеплодов свеклы влияют температура, относительная влажность и газовый состав окружающей среды, размеры корнеплодов и удельная площадь их поверхности, степень спелости, физическое состояние корнеплодов, наличие повреждений, загрязненность, химический состав корнеплодов, высота среза головки и другие факторы. Например, свежеубранная свекла дышит в 2...3 раза интенсивнее, чем уже хранившаяся 10...15 сут, у которой интенсивность дыхания снижается до определенного уровня, обусловленного в основном температурой хранения и физиологическим состоянием корнеплодов. При равных условиях этот уровень у недоспелой свеклы, выкопанной в начале сентября, на 35...45 % выше, чем у свеклы, выкопанной в октябре. Дыхание корнеплодов с низким срезом головки на 35...40 % интенсивнее, чем корнеплодов с нормальным срезом.

Весной дыхание корнеплодов становится интенсивнее. У крупных корнеплодов свеклы с меньшей удельной площадью поверхности и у корнеплодов с нормальным срезом головки интенсивность дыхания меньше, чем у мелких и у корнеплодов с высоким срезом головки. При развитии микрофлоры интенсивность дыхания сильно возрастает. Она зависит также и от сорта сахарной свеклы. У стойких к хранению сортов дыхание более равномерное, у нестойких — скачкообразное.

На интенсивность дыхания корнеплодов свеклы существенно влияет температура хранения, что видно по выделению CO_2:

Температура, °С	2	5	10	15	20	25	30
Объем CO_2, выделенного 1 кг свеклы за 1 ч, см	3,5	4,5	6,3	10	14	16	25

С увеличением температуры до 40 °С интенсивность дыхания корнеплодов растет в соответствии с правилом Вант-Гоффа: при повышении температуры на 10 °С скорость реакции увеличивается примерно в 2...2,5 раза.

Ниже приведены среднесуточные потери сахарозы на дыхание в свекле в зависимости от температуры ее хранения в кагате.

Температура, °С	1	3	6	9	11	15
Потери сахарозы, % к массе свеклы	0.01	0,014	0,02	0,03	0,038	0,05

Отдельные части корнеплода свеклы (массой по 1 кг) при дыхании в течение 1 ч выделяют разное количество диоксида углерода (см^3): головка — 45, шейка — 38, собственно корень — 22, хвостик корня — 25. При температуре хранения 1...2 °С и относительной влажности воздуха в кагате 93...95 % потери сахарозы на дыхание минимальны.

Для снижения интенсивности дыхания и подавления жизнедеятельности микроорганизмов используют картоцид — медьсодержащий 50%-ный смачивающий порошок в количестве 10 г препарата на 1 т свеклы.

Увядание. При хранении свеклы в кагатах без укрытия, особенно в теплое время года, происходит значительная потеря влаги корнеплодами (увядание). Из-за высокого водного дефицита нарушается стабильное состояние ферментов в корнеплодах и активизируется их деятельность, что способствует возникновению аэробного дыхания, особенно в поверхностных слоях корнеплода, и увеличению потери углеводов. Например, потери корнеплодами 10 % воды приводят к необратимым изменениям клеточных структур поверхностного слоя, вследствие чего насыщение свекловичных тканей влагой уже не может восстановить их нормальное дыхание. Поглощение кислорода корнеплодами с таким дефицитом влаги уменьшается почти на 30 % по сравнению со свежеубранными, а выделение CO_2 возрастает в 4 раза.

В корнеплодах, потерявших 10...15 % влаги, активность инвертазы, участвующей в гидролизе сахарозы, увеличивается в 5...7 раз. При интенсивном обезвоживании корнеплодов потери каждого процента влаги могут привести к увеличению среднесуточных потерь сахарозы на 0,005...0,01 % к массе свеклы. В табл. 4 приведены результаты анализа корнеплодов сахарной свеклы (свежевыкопанных и увядших), хранившихся в течение 60 сут.

Таблица 4

Корнеплоды свеклы	Потери сахарозы, % к массе свеклы	Снижение чистоты свекловичного сока, %	Масса корнеплодов, пораженных гнилью, %
Свежевыкопанные	1,3	1,8	Нет
Потерявшие влагу, %			
7	3,4	4,6	37
13	6,1	11,3	55
17	7,1	12,6	66
28	8,9	16,8	96

Из табл. 4 видно, что чем выше степень увядания корнеплодов, тем больше потери сахарозы и ниже чистота свекловичного сока в свекле после хранения.

При увядании свеклы наряду с потерей массы снижаются модуль упругости и удельная электропроводность свекловичной ткани, изменяются и другие физические и химические показатели.

Прорастание. На потери углеводов при хранении свеклы отрицательно влияет прорастание (выход корнеплода из состояния покоя и появление ростков на верхушечной почке корнеплода), характеризующееся отношением массы ростков к массе корнеплодов. При прорастании усиливается дыхание, повышаются выделение теплоты и убыль сахарозы. Чем выше интенсивность прорастания, тем больше потери сахарозы при хранении:

Масса ростков, % к массе	0,5	1	2	3	5
Потери сахарозы, % к массе	0,5	0,8	1,1	1,2	1,6

В кагатах корнеплоды прорастают неравномерно: в верхней части прорастаемость в 2 раза больше, чем на боковых сторонах, и в 4 раза больше, чем в нижней части. В проросших корнеплодах резко снижается концентрация щелочных металлов.

Свекла, убранная комбайнами без доочистки, особенно склонна к прорастанию. Интенсивнее прорастают корнеплоды в непровентилируемых кагатах и в первую очередь те, на которых оставалась верхушечная почка. Недоспелая свекла прорастает быстрее, чем спелая.

Основным звеном метаболизма, определяющим интенсивность и характер прорастания корнеплодов, являются процессы биосинтеза нуклеиновых кислот и белков, участвующих в образовании ростового материала. Скорость этих процессов зависит от температуры и влажности, сорта и спелости свеклы, степени срезки головок. Но главным является температурный фактор. Например, при параллельном хранении корнеплодов в течение 60 сут при температуре 0...2 и 10 °С в первом опыте свекла не проросла, а во втором — масса проросших корнеплодов составила 13,5 %.

Наибольшую массу прироста дает верхушечная почка. Большей склонностью к прорастанию отличаются сорта сахаристой свеклы.

Для борьбы с прорастанием при уборке удаляют верхушку головки корнеплода и перед укладкой в кагаты корнеплоды обрабатывают 1%-ным раствором натриевой соли гидразида малеиновой кислоты (ГМК-Na) в количестве 3...4 л/т. Интенсивность прорастания свеклы при этом уменьшается в 1,5...2 раза. При укладке на хранение корнеплодов с низким срезом головки или кагата подвяленных применять такой сильный ингибитор роста,

как ГМК-Na, нельзя. В этом случае используют 0,3%-ный раствор пирокатехина (3...4 л/т). Вялую свеклу ингибиторами роста не обрабатывают.

Корнеплоды с необрезанной головкой хранятся лучше, поэтому при длительном хранении целесообразно удалять только верхушечную почку, не трогая головку. В свекле, предназначенной для переработки без хранения, головку следует обрезать на уровне черешков листьев, так как в головке содержится значительно меньше несахаров по сравнению с остальной массой корнеплода.

Для снижения расхода химических реактивов и увеличения эффективности воздействия на подавление процессов прорастания, интенсивности дыхания, загнивания свеклы, убранной механизированным способом, разработан трехкомпонентный консервант КСД-1, который включает соединения ростингибирующего и фунгицидного действия. Расход этого препарата меньше, чем сумма компонентов, использованных раздельно, но потери сахарозы в свекле при ее хранении примерно на 1/3 ниже по сравнению с необработанной свеклой.

Суберинизация. Это способность корнеплодов свеклы образовывать на месте механического повреждения новую ткань — раневую перидерму, препятствующую проникновению в корнеплод инфекции. Опробковение поврежденной ткани начинается с отложения в оболочку поверхностных клеток стойкого химического вещества — суберина. Примерно через 2 недели после нанесения раны наступает лигнификация — пропитывание клеточных стенок лигнином. На 17...20-й день наблюдается деление клеток, что свидетельствует об образовании раневой перидермы. Образовавшаяся новая ткань по своему строению близка к естественной кожице корнеплодов и обладает почти такими же защитными свойствами.

Интенсивность образования раневой перидермы зависит от характера повреждения корнеплодов, их физического состояния, сорта, температурно-влажностного режима. При повышенных температурах (10...12 °С) и содержании влаги (93...95 %) свекловичная ткань затягивается быстрее. Наиболее интенсивно заживают свежеубранные корнеплоды, тогда как на подвяленных корнеплодах раневая перидерма образуется значительно медленнее. В корнеплодах с высоким водным дефицитом (более 10 %) процесс суберинизации прекращается полностью, что служит причиной их быстрого загнивания. Активное вентилирование кагатов способствует ускорению образования раневой перидермы.

На пораженных, подмороженных, цветушных и подвяленных корнеплодах, не устойчивых к хранению, энергично развиваются микроорганизмы и интенсифицируются процессы гниения. При этом теряется большое количество сахарозы и накапливаются несахара.

Механическое повреждение корнеплодов и действие микроорганизмов. При соблюдении оптимальной температуры и относи-

...ьной влажности воздуха в кагатах спелые и неповрежденные корнеплоды хорошо сопротивляются развитию микроорганизмов и болезнетворных бактерий (обладают естественным иммунитетом, так как здоровые клетки выделяют особые антитела — фитонциды, угнетающие микроорганизмы. Микроорганизмы развиваются в первую очередь на отмерших клетках, а также на механически поврежденных, подмороженных и увядающих клетках корнеплодов. Затем поражаются живые, но ослабленные клетки. Это видно из результатов хранения (табл. 5) корнеплодов свеклы с разной степенью повреждения в невентилируемых кагатах в течение 60 сут.

Таблица 5

Корнеплоды свеклы	Масса, %		Потери сахарозы, % к массе корнеплодов
	здоровых корнеплодов	гнилых корнеплодов	
Неповрежденные	83,3	1,1	2,6
С оборванными хвостиками	62,4	22,4	3,6
С сбитыми головками	31,9	23,7	5,3
Резаные корнеплоды	15,2	32,5	6,9

Поэтому одним из главных условий предохранения сырья от порчи является его целостность, так как механические повреждения корнеплодов во время уборки, транспортирования и укладки на хранение способствуют появлению отмерших клеток и развитию на них микроорганизмов, приводящих к загниванию.

Уровень потерь сахарозы определяется не только интенсивностью микробиологических процессов, но и скоростью защитных реакций в ответ на механические и другие повреждения корнеплодов. Создание благоприятных условий для защитных реакций — обязательное требование, предъявляемое к современной технологии хранения свеклы.

Из практики хранения свеклы известно, что загнивание корнеплодов в кагатах — одна из главных причин потерь массы и сахарозы, снижения технологических качеств сырья. Даже при частичном поражении корнеплода реагирует весь организм, в результате чего меняется характер дыхания, резко повышается активность инвертазы.

В возникновении и развитии кагатной гнили принимает участие сложный комплекс микроорганизмов, но основная роль принадлежит грибам Botrytis cinerea, Fusarium, Phoma Betae, Aspergillus Mucor, Rhisopus.

Многие микроорганизмы — возбудители кагатной гнили в процессе жизнедеятельности выделяют ферменты, которые убивают живые клетки свекловичной ткани, разрушают клеточные стенки, сахарозу и другие вещества. В результате действия этих ферментов в загнившей ткани накапливается до 0,5 % растворимых пектиновых веществ. Микробиологические процессы сопровождаются выделением большого количества теплоты, что приводит к повышению температуры в очагах поражения до 45...50 °С.

На подмороженных и оттаявших либо ослабленных корнеплодах развиваются декстран- и леванобразующие бактерии Corynebacterium beticola, Pseudomonas fluorescens, Leuconostoc mesenteroides. Первые два вида бактерий при активном развитии продуцируют ферменты, разрушающие стенки свекловичных клеток и гидролизующие пектиновые вещества, а Leuconostoc mesenteroides является вторичной инфекцией. Он поражает корнеплоды, когда клеточная ткань уже разрушена.

Поражение тканей свеклы бактериями Leuconostoc mesenteroides называют слизистым бактериозом. Эти бактерии активно развиваются при температуре 21...25 °С и при недостатке кислорода в газовой среде кагатов. Кислая среда угнетает развитие бактерий, а соли кальция нейтрализуют кислотность и тем самым способствуют усилению слизистого бактериоза.

Для подавления интенсивной жизнедеятельности микрофлоры на корнеплодах применяют фунгициды: 0,3%-ный раствор пирокатехина (3...4 л/т), 18...20%-ный раствор модифицированного углеаммиаката (2...2,5 л/т), а также препарат ФХ-1 (1...1,5 % к массе обрабатываемой свеклы). Для приготовления модифицированного углеаммиаката (УГАМ) берут 370 кг стандартного УГАМ и 60 кг углеаммонийной соли и растворяют в 1,6 т чистой холодной воды. Препарат ФХ-1 представляет собой суспензию свежего фильтрационного осадка сока I сатурации плотностью 1,05...1,15 г/см^3, обработанного свежей хлорной известью (1,5 % к массе сухих веществ).

Положительные результаты получают также при обработке корнеплодов свеклы 4...6%-ным раствором сульфита натрия при расходе жидкости 7...9 л/т. При хранении свеклы сульфит натрия разлагается, выделяя диоксид серы, и подавляет активность кагатной микрофлоры.

Обработка поверхности кагатов известковым молоком способствует угнетению роста грибов, но жизнедеятельность бактерий в щелочной среде, наоборот, усиливается.

Загрязненность свеклы землей и зеленой массой. Общая загрязненность корнеплодов, поступающих в завод, составляет 8...14 %, из них до 25 % с частично несрезанной головкой. Свободные примеси легко отделяются от корнеплодов при выгрузке и укладке их в кагаты, а связанные с корнеплодом примеси, попадая в кагаты, снижают пористость свекломассы и ухудшают приток кислорода воздуха, создавая тем самым благоприятные условия для возникновения анаэробного дыхания свеклы в кагатах. *Пористость* — это отношение объема пустот между корнеплодами в кагате к объему самого кагата.

Наличие зеленой массы способствует повышению температуры внутри кагата, так как дышит она интенсивнее корнеплодов и часто является причиной образования очагов микробиологического заражения. О наличии в кагате пораженных участков можно судить по повышению температуры вблизи датчиков, появлению на поверхности кагата мокрых пятен и выделению водяных паров.

При появлении очага заболевания в кагате пораженные корнеплоды выбирают и отправляют на переработку. Вместо выбранных закладывают здоровые корнеплоды, обработанные гашеной известью. Поверхность кагата тщательно выравнивают и укрывают.

Зеленая масса содержит большое количество растворимых несахаров. Наличие в перерабатываемой свекле, например, 1 % зеленой массы приводит к снижению чистоты диффузионного

ника на 0,4...0,5 % и повышению содержания сахарозы в мелассе на 0,2 %. Большое количество примесей в свекле не только ухудшает условия ее хранения и качество получаемого диффузионного сока, но и увеличивает транспортные расходы на их перевозку, с большой перегрузкой работают очистные сооружения на сахарном заводе, с полей вывозится плодородная почва.

Подмораживание корнеплодов. Подмороженная свекла непригодна для хранения, так как при оттаивании она быстро начинает гнить, ее трудно перерабатывать. В свеклосеющих районах первые заморозки часто начинаются в начале октября, в период массовой уборки свеклы. В это время часть выкопанных, но не вывезенных корнеплодов лежит в поле в валках, в неукрытых кучах и подмораживается. Когда масса вымороженной воды в тканях свеклы достигает критической величины (45 %), происходят разрушение протоплазмы и повреждение клеточных стенок. Свекла охлаждается довольно быстро, например, при температуре охлаждающего воздуха минус 6 °С за 2 ч промерзает около 1/3 массы корнеплода и кристаллизуется до 60 % воды.

Для сохранения выкопанной свеклы от подмораживания необходимо строго соблюдать график выкапывания и вывозки ее на приемные пункты, а свеклу, оставленную в поле и не вывезенную в тот же день, укрыть землей или ботвой или соломенными матами.

ПРИЕМКА САХАРНОЙ СВЕКЛЫ

Правила приемки. Приемку сахарной свеклы, отбор образцов, определение загрязненности и сахаристости проводят в соответствии с требованиями ГОСТ 17421 «Свекла сахарная для промышленной переработки», договора контрактации и Инструкции по приемке, хранению и учету сахарной свеклы.

Корнеплоды кондиционной, т. е. соответствующей ГОСТу, сахарной свеклы должны иметь следующие показатели:

Физическое состояние	*Не потерявшие тургора*
Цветушные корнеплоды, %, не более	1
Подвявшие корнеплоды, %, не более	5
Корнеплоды с сильными механическими повреждениями, %, не более	12
Земли масса, %, не более	3
Корнеплоды мумифицированные, подмороженные и загнившие	Не допускаются

Примечания: 1. Для Алтайского края в партии сахарной свеклы допускается наличие корнеплодов подмороженных, но не почерневших.

2. Сахарную свеклу, содержащую цветушные, подвявшие и с сильными механическими повреждениями корнеплоды в количестве более указанных норм, а также свеклу, подмороженную, но не почерневшую, относят к некондиционной.

К общей загрязненности (ОЗ) свеклы относят землю, камни, ботву, сухие листья, сорняки, боковые корешки и хвостики диаметром менее 1 см, зеленую массу (зеленые листья, черешки листьев, ростки и сорные растения).

Подвявленными корнеплодами считают те, у которых понижен тургор, нарушены естественная твердость и хрупкость, хвостики изгибаются без отламывания. К загнившим относят корнеплоды, пораженные грибами и бактериями, при этом весь корнеплод или отдельные места темнеют и изменяют структуру.

Сахарную свеклу принимают партиями. Партией считают любое количество свеклы, доставленное в одной транспортной единице и оформленное одним документом. До взвешивания свеклу осматривает контролер и, исходя из ее физического состояния, спелости, общей загрязненности и данных предуборочного химико-фитопатологического обследования посевов, распределяет по срокам хранения.

Свеклу кондиционную, свежую, неподмороженную, содержащую не более 1 % цветушных корнеплодов и незначительное количество с сильными механическими повреждениями, а также свеклу с общей загрязненностью до 10 %, убранную в конце сентября и в октябре, направляют в кагаты длительного хранения (более 2 мес).

Свеклу кондиционную, неподмороженную, с сильными механическими повреждениями (не более 12 %), убранную в более ранние сроки и в период массовой уборки, направляют в кагаты средних сроков хранения (менее 2 мес).

Свеклу некондиционную, пониженного качества, направляют сразу в переработку или в кагаты кратковременного хранения (2—3 недели).

После осмотра партию свеклы взвешивают вместе с транспортом на автомобильных весах грузоподъемностью 40 или 60 т (с дистанционной регистрацией результатов взвешивания). Из партии свеклы отбирают пробу массой не менее 12 кг и после отмывания и доочистки корнеплодов в них определяют общую загрязненность и сахаристость.

После выгрузки свеклы взвешивают транспортное средство и по разности между двумя взвешиваниями устанавливают массу свеклы.

Приемка и складирование. При существующих сроках уборки (45...50 сут) около 60 % свеклы хранится на призаводских и периферийных свеклоприемных пунктах. Для складирования свеклы используют грунтовые кагатные поля с продольными гидротранспортерами и склады с твердым покрытием и комплексной механизацией всех работ.

Современная прогрессивная технология приемки и хранения корнеплодов сахарной свеклы, убранной комбайном, предусматривает выполнение следующих важнейших мероприятий: пред-

...ное массовое химико-фитопатологическое обследование ...ки свеклы; приемку свеклы в строгом соответствии с требо...ниями ГОСТ 17421; распределение свеклы на категории по ...ам хранения и переработки; доочистку свеклы от примесей ...ед укладкой в кагаты; применение химических препаратов ...ля обработки свеклы, укладываемой на хранение; вентилирова...ие кагатов увлажненным воздухом; использование автоматизи...ованных средств контроля и регулирования температурного ре...има; защиту свеклы от увядания и подмораживания (нанесение ...а поверхность кагатов слоя известкового молока и укрытие их ...ионно-люминесцентными материалами); использование сплавных ...лощадок, оборудованных системами активного вентилирования ...ля краткосрочного хранения свеклы и подачи ее на переработ...у; применение механизмов для подачи свеклы из кагатов на ...ереработку, обеспечивающих минимальные потери свекломассы ...сахара.

Свекла, доставляемая с полей в автомашинах с бортами, раз...ружается и укладывается в кагаты: на кагатных полях — с помо...ью мобильных свеклоукладчиков, на механизированных скла...ах и площадках с твердым покрытием — с помощью фронталь...ых свеклоукладчиков на пневмоколесном ходу или рельсовых.

На всех свеклоукладчиках свеклу разгружают, сваливая ее ...рез открытый борт кузова транспортной машины.

В поступающей с полей свекле кроме земли содержится ...ного травы, ботвы и свекловичного боя. Свеклоукладчики с ...становленными на них серийными очистителями отделяют до ...% примесей, остальные примеси попадают в кагат и заполня...т межкорнеплодное пространство, препятствуя свободному ...роникновению воздуха; свекловичная мелочь быстро загнивает и ...здает в кагате очаги гниения. Для повышения эффективности ...деления примесей от свеклы на свеклоукладочных машинах ...место серийных грохотов-землеотделителей устанавливают ак...тивированные грохоты-очистители с увеличенным живым се...нием до 20...25 мм для прохода отходов. Из полученных отхо...ов на отделителе свекловичных отходов (ОСО) извлекают свек...массу и направляют ее на переработку в тот же день.

На грунтовых площадках свеклу укладывают в кагаты, размер ...торых обеспечивает ее сохранность, минимальную потребность ...емельной площади и укрывочных материалах. Отношение вы...оты кагата к ширине принимают (1:4)...(1:5) как оптимальное ...о воздухообмену и тепловлагообмену.

Свеклу, предназначенную для длительного хранения, уклады...ают в кагаты высотой 5 м и более и шириной основания не ...нее 18 м, обязательно применяя активное вентилирование (...с. 11); свеклу средних сроков хранения — в кагаты высотой ...4 м и шириной основания 12...16 м.

Некондиционную свеклу ранних сроков уборки укладывают в

250...300 т свеклы, во втором — до 400 т. Чаще всего в секции укладывают два кагата шириной 30 м, так как укладка одного кагата шириной 70 м с заполнением дороги сопряжена с трудностями разворота автопоездов после разгрузки в обратном направлении. В этом случае затруднены также подача свеклы с дороги в гидротранспортеры отсеков и ее вентилирование.

В период массовой уборки свеклы механизированный склад работает как сплавная площадка, т. е. в оборотном режиме, с неоднократным заполнением и опорожнением секций. За время уборки свеклы (45...50 сут) через склад проходит около половины всей заготовляемой свеклы. При необходимости свеклу можно брать из любого места секции склада с помощью переносных водобоев или передвижного гидромонитора (с проезжей части).

При использовании механизированных складов потери свеклы по сравнению с кагатными полями снижаются на 20...30 %, исключаются раздавливание ее машинами и загрязнение землей.

Потери свекломассы. При уборке, погрузочно-разгрузочных работах, транспортировании и хранении сахарной свеклы, содержащей большое количество травмированных корнеплодов и примесей, потери свекломассы и сахара довольно высокие. Они начинаются еще в поле — при выкапывании и полевом хранении, а затем при перевозке и погрузочно-разгрузочных работах, на очистных устройствах свеклоукладчиков, при подаче свеклы из кагатов в гидротранспортеры (раздавливается свеклоподавателем) и т. п.

Например, нормативные потери свекломассы (% к массе свеклы) составляют: погрузка свеклы из кагата в кузов автомашины — 0,6 %, подача свеклы из кагата в гидротранспортер свеклоподавателем — 0,4 %, подъем свеклы в завод насосом — 0,4 % и т. д.

УСЛОВИЯ ХРАНЕНИЯ САХАРНОЙ СВЕКЛЫ В КАГАТАХ

Защита свеклы от увядания и подмораживания. Оптимальными параметрами хранения свеклы считают температуру 0...2 °С, относительную влажность воздуха в кагате 90...95 %, содержание диоксида углерода 0,18...0,20 % и кислорода 18...20 %.

Сахарная свекла при хранении чувствительна к неблагоприятным погодным условиям: резкому изменению температуры окружающего воздуха, сильным ветрам, обильным осадкам и солнечной радиации. Поэтому в сухую и теплую погоду дороги, межкагатные промежутки и примыкающие к кагатному полю участки регулярно поливают водой. В результате испарения влаги и охлаждения свеклы создаются благоприятный искусственный микроклимат и беспыльный режим хранения.

Боковые поверхности кагатов периодически (2...3 раза в день)

шивают водой [не более 0,7 л/(м²·ч)] так, чтобы внутрь кагатов не попадала лишняя влага, способствующая усилению жизнедеятельности микроорганизмов. Следят за сохранением слоя известковой побелки на поверхности кагатов. На ряде сахарных заводов увлажнение и побелку проводят по уложенным на боковые поверхности кагатов камышитовым или соломенным матам. В этом случае в кагатах удается поддерживать более низкую температуру и реже увлажнять их поверхность. Ночью для проветривания кагатов маты частично сворачивают.

Для уменьшения воздействия прямых солнечных лучей и потери влаги кагаты формируют по длине с юга на север и затеняют зелеными насаждениями.

Чтобы предохранить свеклу от подмораживания, боковые поверхности кагатов среднего и длительного сроков хранения укрывают термо- и гидрозащитными материалами. У основания через каждые 3...4 м оставляют открытые участки («окна») размером 1...1,2 м² для естественной вентиляции, которые обильно известкуют до образования белого покрова. Перед наступлением сильных морозов их закрывают матами.

Иногда используют стабилизированную пленку из полиэтилена высокого давления толщиной 0,2...0,5 мм, которая не пропускает влагу, но пропускает кислород и диоксид углерода, рассеивает прямые солнечные лучи.

Имеется опыт применения перфорированной пленки (с отверстиями диаметром 7...8 см и шагом отверстий около 50 см). Через отверстия легко удаляется теплота, свекла меньше прорастает и плесневеет. Поверхность кагатов укрывают пленкой только с наветренной стороны и закрепляют с помощью деревянных брусьев, старых автомобильных шин.

Для механизации укрывочно-раскрывочных работ создана технология защиты свеклы в кагатах от подмораживания с помощью затвердевающих карбамидоформальдегидных пенопластов. Пенопласт получают и наносят на поверхность кагатов с помощью пеногенерирующей установки Ш1-ППУ-200 или ПЗУ-1 толщиной 6...8 см в верхней и 15...20 см в нижней части. Исходным материалом для приготовления затвердевающего пенопласта служат карбамидоформальдегидная смола и пенообразователь. Для предотвращения возможных ожогов перед нанесением пенопласта всю поверхность кагата обрабатывают известковым молоком.

На некоторых заводах применяют американский способ механизированного укрытия кагатов свеклы измельченной соломой. Последняя загружается в бункер кормоизмельчительной машины ИРТ-Ф-80, которая передвигается с помощью трактора вдоль кагата и воздушным потоком набрасывает измельченную солому на его боковые поверхности. При толщине слоя измельченной соломы 10 см расход ее на 1000 т свеклы в кагате составляет 1 т.

Для облегчения раскрытия кагата перед укрывкой на его бок вые поверхности укладывают крупноячеистую капроновую сет

Вентилирование свеклы в кагатах. Для поддержания оптима ных условий хранения свеклы в кагатах применяют принудите ное вентилирование, используя поперечную и продольную схем вентилирования.

Поперечная схема (рис. 13) обеспечивает равномерно распределение воздуха в кагате через отверстия *3* воздуховодов и дает возможность вентилировать свеклу на отдельных участка расходуя меньше электроэнергии, чем при продольном вентили ровании.

В каждом воздуховоде устанавливают центробежный или ос вой вентилятор *2*. Отношение суммарной площади воздухово пускных отверстий к площади сечения воздуховода должно бы 4...6.

Для кагатов шириной до 18 м и длиной не более 50 м прим няют продольную схему вентилирования, когда воздуховод размещают параллельно оси кагатов. В качестве воздуховод часто используют желоб гидротранспортера.

Скорость движения воздуха в воздуховодах при поперечно вентилировании принимают равной 10 м/с, при продольно вентилировании — 18 м/с. Скорость движения воздуха в межко неплодном пространстве составляет 0,05...0,1 м/с.

Гидравлическое сопротивление слоя корнеплодов загрязне ностью 7...9 % в кагате высотой 5 м составляет примерн 90...100 Па. В конце хранения в результате уплотнения масс корнеплодов в кагате и уменьшения пористости слоя гидравли ческое сопротивление слоя возрастает. При этом основное со противление массы корнеплодов приходится на нижний сло кагата толщиной около 1 м из-за засорения межкорнеплодно пространства землей. В зависимости от географического райо на вентилирование 1 т свеклы расходуют 25...30 м^3/ч воздух

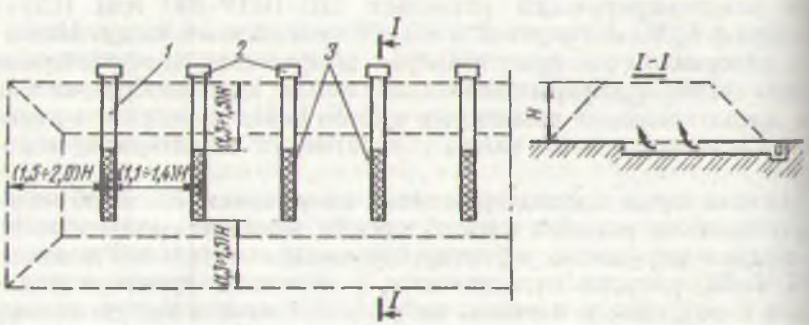


Рис. 13. Схема поперечного вентилирования свеклы в кагате

Для свеклы с повышенной загрязненностью интенсивность вентилирования повышают в 1,5...2 раза.

Принудительное вентилирование кагатов проводят с увлажнением воздуха, особенно в первоначальный период хранения, когда свекла интенсивно дышит. При этом лучше сохраняется целостность корнеплодов, на травмированных участках быстрее образуется суберинизированный слой. Среднесуточные потери свекломассы при хранении свеклы в кагатах, вентилируемых увлажненным воздухом, по сравнению с неувлажненным примерно в 5 раз меньше. Воздух увлажняют при относительной влажности окружающего воздуха ниже 80 %. Для этого на лопасти каждого вентилятора тонкой струйкой льют известковую воду (около 10 л/ч).

Кагаты вентилируют, когда температура наружного воздуха на несколько градусов ниже, чем в кагате. При равенстве температуры окружающего воздуха и свеклы или при минусовой температуре воздуха кагаты не вентилируют. Свеклу вялую, пораженную болезнями и кагатной гнилью не вентилируют. Вентилирование корнеплодов в кагатах дает возможность значительно снизить потери сахарозы и свекломассы при хранении.

Для автоматического дистанционного контроля и управления температурно-влажностным режимом хранения сахарной свеклы в кагатах с применением активного вентилирования и увлажнения вентиляционного воздуха применяют приборно-аналитический комплекс ПАК-201. Один комплекс обеспечивает контроль 8 кагатов вместимостью до 60 тыс. т свеклы.

На некоторых сахарных заводах применяют естественную вентиляцию кагатов, используя крупногабаритные решетчатые воздуховоды треугольного сечения (1,5×1,5×1,5 м) с длиной одной секции 1,5...3 м, изготовленные из стальных металлических труб или уголковой стали. Это позволяет увеличить площадь поперечного сечения воздуховодов в несколько раз и резко повысить интенсивность вентилирования. Такие воздуховоды применяют в кагатах высотой до 5 м при средних и коротких сроках хранения. Подобные воздуховоды обеспечивают интенсивность вентилирования 10...15 м^3/(т·ч), что достаточно для протекания раневых реакций в механически поврежденных корнеплодах. Внутри воздуховодов устанавливают устройства для увлажнения воздуха (форсунки для распыления воды, поддоны). Недостатком такой вентиляции является то, что при низкой относительной влажности наружного воздуха система не регулируется, а с наступлением заморозков возможно подмораживание свеклы.

Замораживание свеклы перед хранением. Один из наиболее эффективных способов снижения потерь сахарозы при хранении свеклы в восточных районах страны (Башкортостан, Татарстан, Алтайский край) и увеличения длительности периода производства сахара — замораживание корнеплодов естественным холо-

Часть вторая

ПРОИЗВОДСТВО САХАРА-ПЕСКА

Основным сырьем для производства сахара-песка в РФ являются сахарная свекла и импортный тростниковый сахар-сырец, которые перерабатывают 95 свеклосахарных заводов.

Свеклосахарный завод — это крупное, хорошо оснащенное современной техникой предприятие, работающее в основном по непрерывной схеме. В сутки сахарный завод средней производственной мощности перерабатывает около 3 тыс. т свеклы, крупный — до 6 тыс. т свеклы.

Свеклосахарные заводы работают сезонно: начинают 5...20 сентября, заканчивают в декабре или первом квартале следующего года. В сентябре и октябре заводы перерабатывают свеклу, поступающую непосредственно с полей, позже используют свеклу с призаводского склада или со свеклоприемных пунктов.

Оптимальная унифицированная производственная мощность свеклосахарных заводов в РФ принята 3; 4,5 и 6 тыс. т переработки сахарной свеклы в сутки.

Расчетная продолжительность сезона сокодобывания, принятая для вновь проектируемых в нашей стране свеклосахарных заводов, должна быть не менее 95 сут.

Глава 3

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА СВЕКЛОСАХАРНОГО ЗАВОДА

СТРУКТУРА ПРОИЗВОДСТВА

На отечественных свеклосахарных заводах в качестве типовой принята технологическая схема с непрерывным диффузионным процессом. Типовая технологическая схема включает в себя непрерывный диффузионный процесс с возвратом жомопрессовой воды, известково-углекислотную очистку диффузионного сока (включающую прогрессивную преддефекацию, холодно-горячую основную дефекацию, I сатурацию, фильтрование, дефекацию перед II сатурацией, II сатурацию и сульфитацию), сгущение сока выпариванием, три ступени кристаллизации с аффинацией сахара III кристаллизации.

Свеклосахарное производство условно делят на три основных отделения: свеклоперерабатывающее, в котором проводят подготовительные операции со свеклой и извлекают свекловичный сок из стружки диффузией; сокоочистительное, в котором очищают диффузионный сок от несахаров и сгущают его до сиропа; продуктовое, где происходит выкристаллизовывание сахарозы из сиропа и оттеков с получением готового продукта. К вспомогательным отделениям относят известковое, жомосушения, брикетирования.

Технологическое оборудование сахарных заводов производственной мощностью до 3 тыс. т переработки свеклы в сутки размещают в одном корпусе, а производственной мощностью 6 тыс. т — в двух корпусах. На рис. 14 представлены общий вид (*а*) и примерная компоновочная схема (*б*) сахарного завода производственной мощностью 6 тыс. т переработки свеклы в сутки. Оба корпуса в плане имеют форму прямоугольников шириной до 40 м.

В средней части первого корпуса на длине около 210 м с высотой до нижнего пояса стропильных ферм 25,2 м размещены оборудование свеклоперерабатывающего (без свекломоек), сокоочистительного и продуктового отделений *5*, отделение сушки жома *2*, отделение сушки и упаковки сахара *6*. В левой части корпуса длиной 90 м и высотой до нижнего пояса ферм 8,5 м располагаются помещения для фасования сахара-песка в пакеты и склады сахара-песка *11*, мешкотары и заготовки коробов *12*. В правой части первого корпуса длиной 72 м и высотой 18 м размещается тепловая электроцентраль (ТЭЦ) *1*, включающая котельное, машинное, водоподготовительное отделения, а также помещения для электротехнического оборудования. Общая длина первого корпуса 372 м.

Склад бестарного хранения сахара-песка расположен с левой стороны фасада первого корпуса. Он состоит из трех силосов *9* вместимостью по 11 тыс. т сахара и элеваторной башни *8*, которая связана конвейерной галереей с отделением сушки, упаковки сахара *6* и пунктом бестарной его отгрузки.

Оборудование системы кондиционирования воздуха с холодильной установкой и щитом управления для силосного склада расположено в отдельном двухэтажном здании *10* с размерами в плане 54×12 м и высотой 8,7 м.

Второй корпус состоит из двух частей разной высоты. В правой половине корпуса высотой до низа ферм 16,35 м и длиной 84 м блокированы свекломоечное отделение *18*, отделение грануляционного жома *16* и склад жома *15*. В левой половине корпуса полезной высотой около 6 м размещены склады вспомогательных материалов и запасных частей *14* и механическая мастерская *13*.

К торцу свекломоечного отделения примыкает известковое

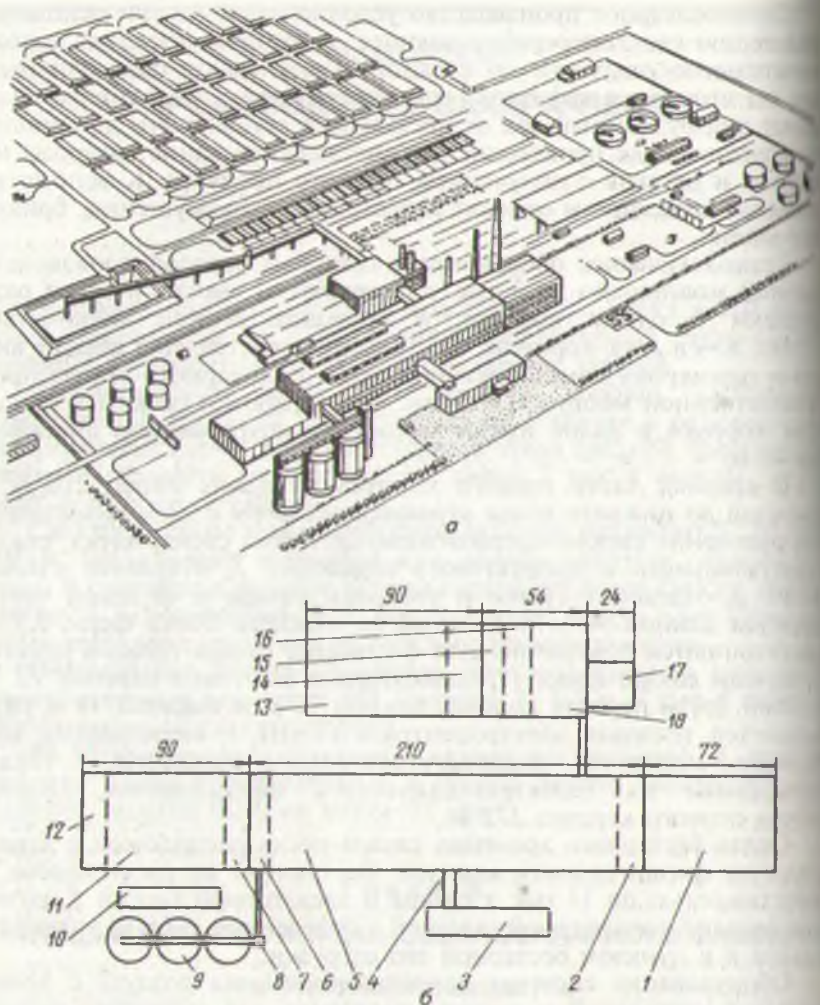


Рис. 14. Общий вид (*а*) и компоновочная схема (*б*) сахарного завода производственной мощностью 6 тыс. т переработки свеклы в сутки

отделение *17* размером в плане 24×24 м и полезной высотой 14,2 м. На одной продольной оси с этим отделением расположен склад известняка и топлива.

Перед главным фасадом первого корпуса располагается административно-бытовой корпус *3*, соединенный с производственными отделениями широкой переходной галереей *4*, в которой размещены технологическая лаборатория и служебные помещения

В пределами огражденной части промышленной площадки располагаются гидромеханизированный склад для свеклы вместимостью 150 тыс. т, эстакадная бурачная, жомохранилище, вспомогательные сооружения, склады топлива, известнякового камня и др.

Свеклу подают в завод по двум гидротранспортерам, моют в двух комбинированных моечных машинах. Свекловичную стружку обессахаривают в двух диффузионных аппаратах, а сок сгущают в пятикорпусной выпарной установке с повышенным температурным режимом. Утфель уваривают в вакуум-аппаратах с механическим циркулятором вместимостью по 80 т утфеля. Сахар сушат в двух сахаросушильных установках.

Часть жома, отжатого до содержания 18...22 % СВ, сушат и гранулируют с добавлением мелассы и карбамида. Остальной жом, отжатый до 12...14 % СВ, направляют в жомохранилище. Для получения извести и сатурационного газа устанавливают две известково-газовые печи производительностью по 100 или одну производительностью 200 т/сут извести. Паром и электроэнергией завод обеспечивается от собственной ТЭЦ, где установлены четыре котлоагрегата по 50 т/ч пара давлением 4 МПа и два турбоэлектрогенератора по 6 тыс. кВт.

Расход пара на технологические нужды, включая жомосушение, составляет 47 % к массе свеклы. Расход свежей воды (речной) составляет 250...500 м^3/ч, на промывание сахара-песка и питьевые нужды (артезианской) — 70 м^3/ч.

Годовой объем заготавливаемой сахарной свеклы при длительности сокодобывания 100 сут принят 550 тыс. т. Годовая выработка товарного сахара составляет 72 тыс. т, сырого жома с содержанием 7,3 % СВ — 440 тыс. т, условной мелассы — 19,3 тыс. т. Расчетная среднесуточная численность работающих в производстве и непроизводственных подразделениях 890 человек. Уровень механизации работ по всем видам грузов 95 %. Для контроля и управления технологическими процессами предусмотрены центральный пульт управления и система промышленного телевидения. Общая площадь под объектами и инженерными коммуникациями завода — 200 га, из них под зданиями и сооружениями около 40 га.

ПРИНЦИПИАЛЬНАЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА

Технология переработки сахарной свеклы в сахар-песок (рис. 15) осуществляется следующим образом. Сахарную свеклу подают в завод по наклонному желобу гидравлического транспортера водным потоком. В конце гидротранспортера свекловодная смесь центробежным насосом направляется на водоотделитель, где от нее отделяется грязная вода, называемая *транспор-*

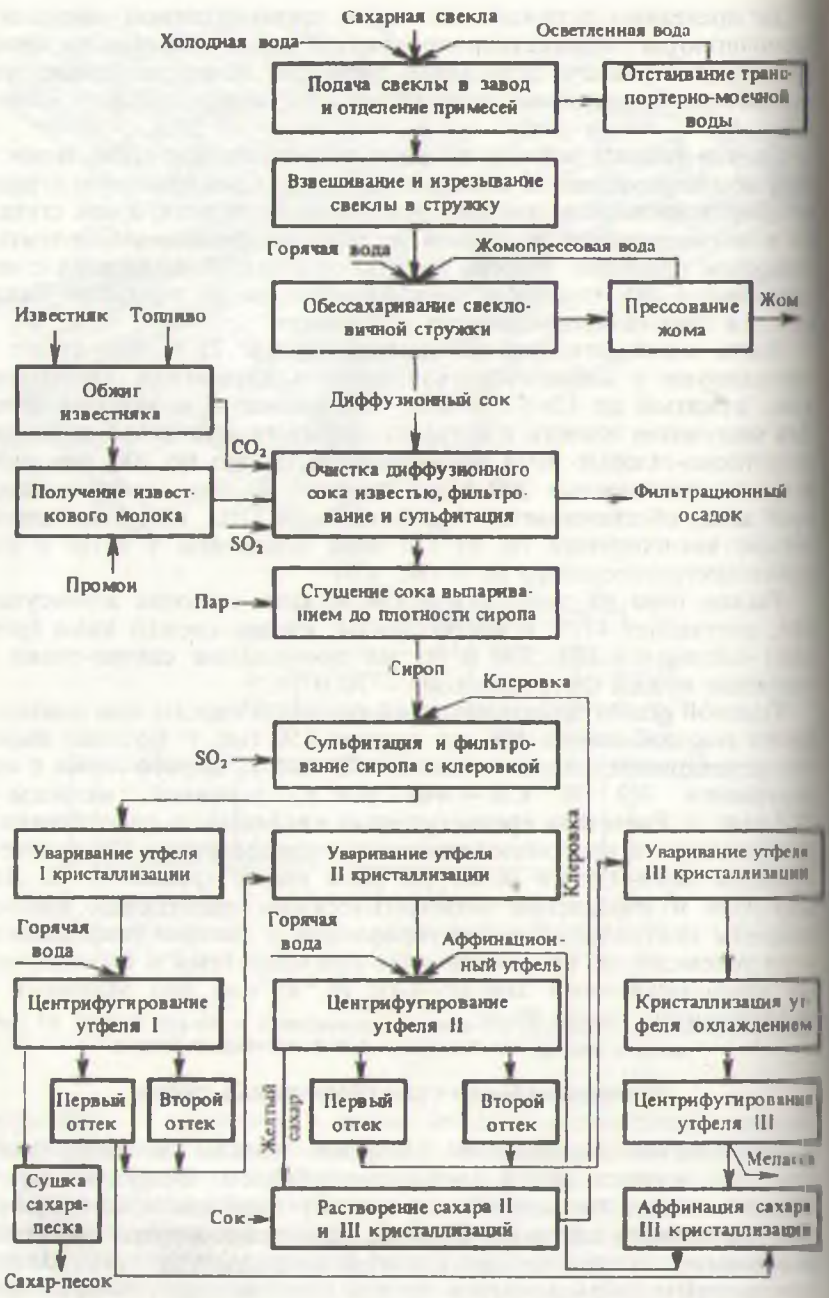


Рис. 15. Принципиальная технологическая схема свеклосахарного производства

корнемоечной. Эту воду после осветления отстаиванием снова возвращают в гидротранспортер. Далее свекла поступает в свекломоечную машину и отмывается от легких (ботва, солома) и тяжелых (песок, камни) примесей.

Отмытые корнеплоды свеклы взвешивают на автоматических весах и нарезывают в стружку, которая поступает в диффузионный аппарат, где ее нагревают до температуры 70...75 °С и обессахаривают горячей водой в противотоке. В результате экстрагирования (диффузии) сахароза и часть несахаров свекловичного сока переходят в воду, образуя так называемый *диффузионный* сок. Обессахаренную стружку, называемую *жомом*, отжимают в прессах и удаляют с завода, а жомопрессовую воду после термообработки и осветления возвращают в диффузионный аппарат.

Диффузионный сок содержит большое количество растворенных (12...18 кг на 100 кг СВ сока) и взвешенных примесей, поэтому его подвергают химической и физико-химической очистке оксидом кальция и диоксидом углерода, которые получают на заводе при обжиге известняка ($CaCO_3$). После очистки и фильтрования взвешенные примеси удаляют из сока полностью, а растворимые — примерно на 1/3.

Для того чтобы снизить интенсивность образования красящих веществ, очищенный сок с содержанием 11...14 % СВ сульфитируют газообразным диоксидом серы, а затем сгущают до 60...65 % СВ в выпарной установке. Полученный сироп еще раз сульфитируют, фильтруют и направляют на кристаллизацию сахара. Чтобы получить чистый кристаллический сахар (сахар-песок), сироп уваривают до пересыщения в вакуум-аппаратах под разрежением, а затем, добавив сахарной пудры, вызывают образование кристаллов, наращивают их и смесь кристаллов с межкристальным раствором, называемую утфелем I кристаллизации, разделяют в центрифугах на сахар-песок и первый оттек. Промывая сахар-песок в центрифугах горячей водой, получают второй оттек. После выгрузки из центрифуг сахар-песок сушат, а первый и второй оттеки, содержащие большое количество сахара, подают на уваривание утфеля II кристаллизации. Готовый утфель II кристаллизации центрифугируют с промыванием сахара горячей водой. Первый и второй оттеки утфеля II кристаллизации идут на уваривание утфеля III кристаллизации, а желтый сахар — на приготовление клеровки.

Утфель III кристаллизации уваривают в вакуум-аппарате при охлаждении под разрежением, затем продолжают кристаллизацию сахара в кристаллизационной установке при охлаждении. Обессахаренный таким образом межкристальный раствор утфеля, из которого уже трудно получить кристаллический сахар, после центрифугирования удаляют с завода без разбавления. Этот оттек называют *мелассой*.

Сахар III кристаллизации содержит больше примесей, чем

сахар I кристаллизации, поэтому его смешивают с разбавленны
первым оттеком утфеля I кристаллизации, называемым *аффин
рующим раствором*, и центрифугируют. При перемешивани
часть примесей (инвертный сахар, соли кальция, красящие вещ
ства и др.) переходит с поверхности кристаллов в оттек (диффун
дирует), в результате чего сахар становится чище.

Смесь сахара III кристаллизации и разбавленного первог
оттека утфеля I кристаллизации, называемую *аффинационным ут
фелем*, центрифугируют вместе с утфелем II кристаллизации. По
лученный сахар II и III кристаллизаций растворяют в очищен
ном соке до содержания 65...70 % СВ (полученный раствор на
зывается *клеровкой*) и смешивают с сиропом из выпарно
установки перед сульфитацией.

Отходы производства (жом, меласса) используют на кор
скоту. Меласса также служит сырьем для производства хлебоп
карных дрожжей, этилового спирта, лимонной кислоты и други
продуктов. Фильтрационный осадок подсушивают и вывозят н
поля для подщелачивания кислых почв.

Контрольные вопросы

1. Из каких основных элементов состоит принципиальная технологическа
схема получения сахара-песка из сахарной свеклы? 2. На какие основные
вспомогательные отделения делят свеклосахарное производство? 3. Какими пар
метрами характеризуется технологический режим сахарного завода? 4. В чем со
стоит отличие принципиальной технологической схемы от аппаратурно-техноло
гической?

Глава 4

ПОДАЧА СВЕКЛЫ В ЗАВОД И ОЧИСТКА ЕЕ ОТ ПРИМЕСЕЙ

ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ОЧИСТКИ СВЕКЛЫ ОТ ПРИМЕСЕЙ

Сахарная свекла, убранная комбайнами, загрязнена посторон
ними примесями, содержит большое количество собственных
обломков (бой свеклы). Такую свеклу нельзя перерабатывать бе
очистки, так как примеси, попадая в свеклорезки и диффузион
ные аппараты, вызывают преждевременный износ оборудования,
а ботва и другие растительные примеси снижают качество свек
ловичной стружки и диффузионного сока, что способствует уве
личению потерь сахара. Поэтому перед переработкой свеклу
тщательно очищают от посторонних примесей, используя ком
плекс оборудования, состоящий из гидравлических транспорте
ров, ботво-, камне- и песколовушек, регуляторов потока, моеч
ных машин и пр.

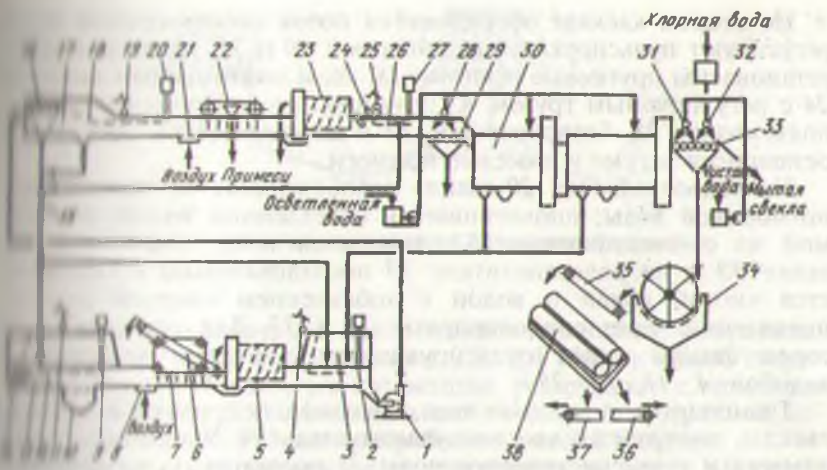


Рис. 16. Схема подачи свеклы в завод и очистки ее от примесей

На рис. 16 приведена технологическая схема подачи свеклы в завод и очистки ее от примесей, включающая первый и второй каскады оборудования и свеклоподъемную установку. По этой схеме свекла из бурачной или со сплавной площадки в смеси с водой (соотношение от 1:8 до 1:10 в зависимости от загрязненности свеклы) поступает в буферную емкость *14*, расположенную перед входом в главный наземный гидротранспортер *13*.

В первом каскаде оборудования корнеплоды последовательно проходят песколовушку *10* с колосниковой решеткой, перед которой для предотвращения заторов установлены наклонная и горизонтальная решетки *12*, пульсирующий шибер *9*, пневматический ботвоподъемник *8* (в свекловодяную смесь вдувается сжатый воздух для облегчения всплывания легких примесей), ботволовушку *7* и камнеловушку *5*.

Легкие и тяжелые примеси, улавливаемые ботво- и камнеловушками, выводят транспортером *6* на специальную площадку, расположенную на уровне земли, или в тележку. А свекловодяная смесь поступает в буферную емкость *3* с шибером *2*, расположенную перед насосом *1*. Свекловодяная смесь насосом *1* подается в лоток *17* подвесного гидротранспортера, расширенный приемник которого прикрыт наклонной и горизонтальной прутковыми решетками *18*. Избыток свекловодяной смеси сбрасывается в слив *16*, откуда по трубопроводу *15* свекла поступает в буферную емкость *14*. Сюда же отводят и избыток транспортерно-моечной воды из лотка *17*.

На втором каскаде оборудования поток свекловодяной смеси регулируют пульсирующими шиберами *20* и *27*, перед которыми установлены прутковые решетки *18*, *26*, и маятниковым шибером *24* с регулируемым грузом. С помощью пневматического ботво-подъемника *21*, ботволовушки *22* и камнеловушки *23* удаляют оставшиеся легкие и тяжелые примеси.

На водоотделителе *29* свекла освобождается от транспортерно-моечной воды, ополаскивается осветленной водой, подаваемой из соплоаппаратов *28*, отмывается в свекломоечной машине *30* и на водоотделителе *33* последовательно ополаскивается чистой водой и водой с добавлением хлорной извести, подаваемой через соплоаппараты *31* и *32*. Для устранения заторов свеклы перед пульсирующими шиберами установлены волобои *4*, *11*, *19*, *25*.

Транспортерно-моечная вода, содержащая примеси и обломки свеклы, поступает в хвостикоулавливатель *34*. Уловленные свекломасса и примеси транспортером *35* подаются на классификатор *38*, после которого частицы свекломассы размером более 10 мм транспортером *36* направляются в производство, а легкие примеси и непригодная к переработке свекломасса транспортером *37* — в жом.

При гидравлической подаче свеклы в завод из нее экстрагируется часть сахарозы, которая затем разрушается в транспортерно-моечной воде бактериями. Общие потери сахарозы на тракте подачи свеклы колеблются от 0,15 до 0,2 % к массе свеклы. Потери сахарозы возрастают при увеличении расхода транспортерно-моечной воды и ее температуры, при ухудшении физического состояния корнеплодов (подвяливании, подмораживании, при сильных механических повреждениях), наличии на тракте подачи острых выступов, заусенцев и других предметов, повреждающих корнеплоды.

УЛАВЛИВАНИЕ ПРИМЕСЕЙ ИЗ СВЕКЛОВОДЯНОЙ СМЕСИ

Накопление свеклы и подача ее в завод. Свеклу, поступающую с полей и свеклоприемных пунктов, выгружают в бурачную либо на сплавную площадку. Бурачная представляет собой заглубленную на 2..3 м в землю открытую железобетонную емкость со стенами, возвышающимися над землей примерно на 1 м. По дну бурачной проходят желобы вспомогательных гидротранспортеров, соединенных с главным гидротранспортером.

На рис. 17 показана эстакадная бурачная. Железобетонные колонны поддерживают площадку с рельсовыми путями, на которые подают полувагоны *4* (типа Хоппер) со свеклой. Из полувагонов через нижние люки *5* свекла поступает в бурачную *1*, где

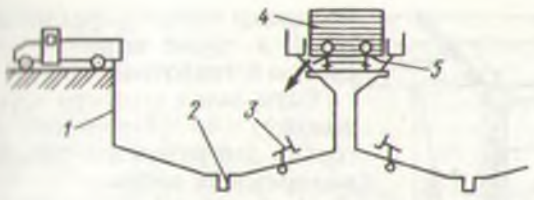


Рис. 17. Схема железнодорожной эстакадной бурачной

водобоями *3* с поворотными головками, выбрасывающими струю воды под давлением 0,3...0,4 МПа в желоб гидротранспортера *2*. Свеклу из автомашин разгружают с помощью приемной площадки. Минимальная вместимость бурачной составляет не менее суточной потребности завода в свекле.

В бурачных нет возможности вентилировать массу свеклы и снижать ее температуру. Поэтому среднесуточные потери сахарозы в сухой свекле здесь в несколько раз больше, чем при хранении в кагатах. Еще выше они в увлажненной свекле, выгружаемой из вагонов гидравлическим способом. Даже кратковременное хранение увлажненной свеклы в бурачной приводит к большим потерям сахарозы по сравнению с хранением свеклы в кагатах, что объясняется анаэробным дыханием корнеплодов в нижних ее слоях.

Чтобы избежать повышенных потерь сахара, на многих заводах вместо бурачных используют сплавные площадки (рис. 18), расположенные на уровне земли. Они предназначены для приемки, кратковременного хранения (несколько суток) и ритмичной подачи свеклы в цех в период ее уборки, а в послеуборочный период — для подачи свеклы с кагатных полей, не оборудованных гидротранспортерами. Поверхность сплавной площадки выполнена из монолитного железобетона и разделена на отсеки воздуховодами *3*, по которым поступает воздух от вентиляторов *2*. По краям

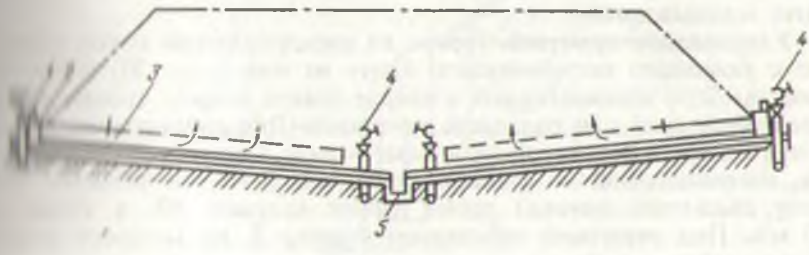


Рис. 18. Поперечный разрез сплавной площадки

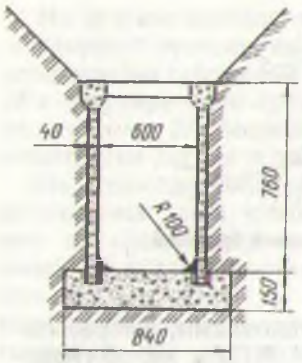


Рис. 19. Поперечное сечение гидротранспортера из сборного железобетона

площадки установлены отбойные стен
ки *1*, а также водобои *4* для смы
свеклы в гидротранспортер *5*.

Если завод снабжен сплавной пл
щадкой, то бурачную использу
только для разгрузки свеклы из желе
нодорожных вагонов.

Из бурачной и сплавной площад
свеклу подают в завод гидравлическим
способом, сплавляя ее водой по желе
бам гидротранспортеров, которые и
готавливают чаще всего из железобето
на. Сечение желобов прямоугольное,
дно плоское, с закругленными углам
(рис. 19). На эстакадах, в галереях,
также на участках, примыкающих
свеклонасосам и другому оборудова
нию, гидротранспортеры выполнен
из листовой стали толщиной 4...5 мм

Гидротранспортеры в зависимости от производственной мощ
ности завода имеют следующие размеры:

Производственная мощность завода, тыс. т/сут	До 3	3	4,5	6
Ширина лотка, мм	500	600	700	800
Высота лотка, мм	800	900	1000	1200

На эстакаде и в галереях высоту главного гидротранспорте
увеличивают на 0,3 м. Коэффициент заполнения желоба свекло
водяной смесью по высоте 0,5...0,75. Для поддержания оптимал
ной скорости потока (1,5...2 м/с) уклоны бетонных лотков гид
равлических транспортеров на прямых участках принимают ра
ными не менее 15 мм, на закругленных — 18...20 мм на 1 м
длины. Для металлических лотков уклоны делают соответственно
10 и 12...15 мм.

Радиус закруглений на гидротранспортерах устанавливают не
менее 5 м. Протяженность главного гидротранспортера должна
быть минимальной.

Улавливание примесей. Песок из свекловодяной смеси удали
ют с помощью песколовушек. Одну из них (рис. 20) большой
вместимости устанавливают в начале тракта подачи свеклы сра
после бурачной или сплавной площадки. Дно гидротранспортера
1 над такой песколовушкой делают в виде веерообразной решет
ки, изготовленной из стальных пластин. В начале решетки (по
ходу движения потока) щели имеют ширину 10, в конце —
20 мм. Под решеткой монтируют бункер *2*, из которого песок
шнеком *3* поднимается на уровень земли.

Решетку песколовушки монтируют на 50 мм ниже дна гидро

транспортера, что обеспечивает [illegible] (до 60 %) удаление песка из свекловодяной [illegible]

Легкие плавающие примеси [illegible] с помощью валковых ботволовушек (рис. 21), которые устанавливают на желобе гидротранспортера в отапливаемом помещении. На валу 2 ботволовушки закреплены две пары звездочек, на которых натянуты две бесконечные цепи 3, соединенные между собой поперечными вальцами. На вальцах подвешены по шесть зазубренных с одной стороны граблей 5, свободно вращающихся вокруг оси и перекрывающих сечение желоба гидротранспортера.

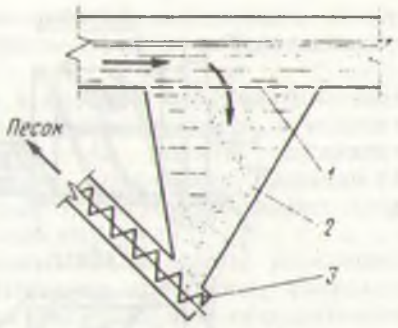
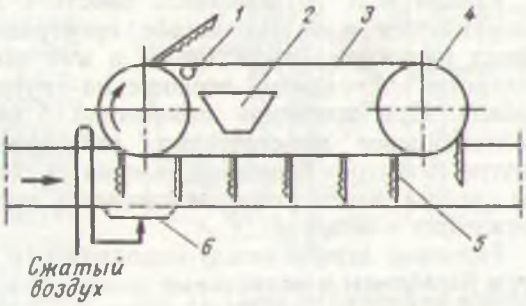


Рис. 20. Схема отделения песка в механизированной песколовушке

На участке, где установлена ботволовушка, гидротранспортер расширяется, скорость потока падает и свекла опускается в нижние слои, а в верхние слои всплывают легкие примеси. Для [illegible] их всплытия в дне гидротранспортера перед ботволовушкой просверливают четыре ряда отверстий диаметром 8 мм и [illegible] между ними 50...100 мм, а снизу приваривают воздухораспределительную коробку 6, куда под давлением 0,05 МПа подают сжатый воздух.

Перемещаясь с помощью привода навстречу свекловодяному потоку, грабли ботволовушки отклоняются назад, пропуская корнеплоды и при этом захватывая легкие примеси зазубренной частью. Поднимая их вверх, грабли верхним выступом цепляются за упор, опрокидываются и, ударяясь об отбойный ролик 1, сбрасывают примеси в приемник 2.

Свекла и тяжелые примеси, увлекаемые водой по гидротранспортеру 3, попадают в камнеловушку (рис. 22), где скорость



[illegible] 21. Схема улавливающего [illegible] примесей двухвальцовой ботволовушкой

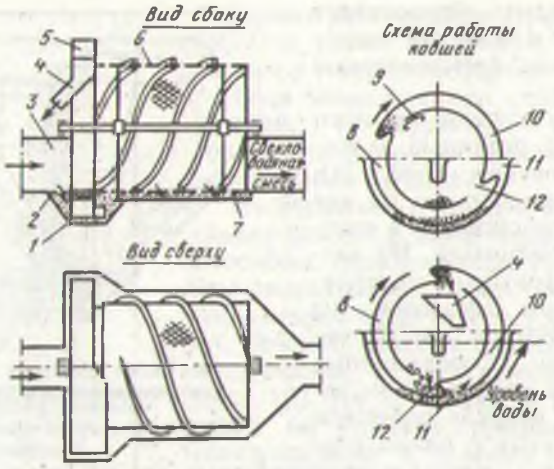


Рис. 22. Схема улавливания тяжелых примесей в противоточной барабанной камнеловушке

потока снижается, тяжелые примеси оседают на внутренней по верхности ситчатого барабана *6*, снабженной винтовыми лопа тями, а свекла проходит дальше по лотку гидротранспортера.

При вращении ситчатого барабана крупные примеси, осевши внутри, передвигаются внутренними винтовыми лопастями по встречу потоку в приемник *5*, а внешними витками в том ж направлении к сборнику *1* перемещается песок, прошедший через ситчатую поверхность барабана и осевший на дне непо движного корпуса *7* ловушки.

Для более полного улавливания песка дно гидротранспортер *3* перед камнеловушкой выполнено в виде щелевой решетки длиной 600 м с расширением зазора между прутьями по направ лению движения потока.

Ковши *8* и *10*, вращаясь вместе с барабаном, поочередно погружаются в полукольцевое пространство корпуса ловушки. Через наружные отверстия *11* в них поступает песок, а через отверстия *12* — камни, осевшие на внутренней поверхности ба рабана. При вращении приемника *5* вверх вода, попавшая в полукольцевое пространство, выбрасывается через окна *12* внутрь ситчатого барабана, увлекая за собой тонущие корнепло ды свеклы. Когда ковш поднимается вверх, камни и песок вы гружаются в поток *4*.

Торцевые зазоры между неподвижным корпусом камнеловуш ки и барабаном и радиальные зазоры между шнековыми витками на барабане и стенками корпуса должны быть не больше

мм. При увеличении этих зазоров корнеплоды свеклы попадать под барабан, измельчаться и выбрасываться с примесями.

свекловодяной смеси в корпусе камнеловушки должна быть не ниже 400 мм от дна гидротранспортера, а скорость воды из окон *12* должна составлять м/с. Поток воды регулируют изменением площади сечения окон передвижными щитками *9*, что предотвращает попадание корнеплодов в полукольцевые карманы.

Крупные металлические примеси, как и камни, улавливают в камнеловушках, а длинные, например проволока, попадая в насосы и водоотделители, вызывают поломки оборудования. Для улавливания рекомендуется устанавливать проволокоуловители. Их роль могут выполнять камнеловушки Рауде с приспособлениями на вертикальном валу (в месте прохождения свекловичной смеси) несколькими штырями. С помощью штырей проволока наматывается на вал и периодически удаляется вручную.

Регулирование потока свеклы. Для предотвращения заторов в главном гидротранспортере перед свеклонасосом и свеклоотделителями устанавливают регулирующие шиберы (рис. 23). Решетчатый затвор *2* шибера работает от привода *4* и совершает колебаний в 1 мин (амплитуда колебаний 100 мм). Опуская решетчатый затвор вертикально на определенную высоту, можно уменьшить или перекрыть поток свеклы. Затвор поднимается и опускается (в пределах 500 мм) по направляющим *3*.

Перед каждым шибером в желобе гидротранспортера *5* устанавливают горизонтальную решетку *1*, высота которой над дном желоба принимается равной высоте решетки затвора, но не менее мм. В начале горизонтальной решетки под углом (к вертикали) устанавливают наклонную решетку. Горизонтальная решетка дает возможность избежать перелива гидротранспортера свеклой при закрытии регулирующего шибера, а наклонная предотвращает ее расслоение. Шибер, регулирующий загрузку свекломоечных машин, устанавливают на расстоянии не более 45 м от них.

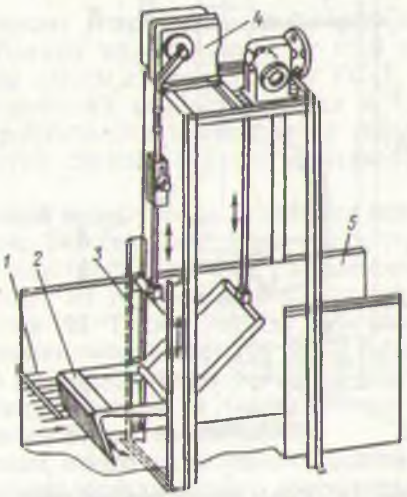


Рис. 23. Схема регулирующего шибера

Вода по гидротранспортеру должна циркулировать постоянно. Когда загрузка свекломоечных машин корнеплодами достигнет оптимальной плотности, шиберы поочередно приподнимаются, начиная от машин, и открывают проход свекле.

Задача регулирующих шиберов и заградительных решеток — регулирование потока свеклы в количестве 60...140 % от среднего расхода, что не всегда выполнимо. Более надежно ритмичность подачи свеклы в завод обеспечивают четкая организация работы свеклоподавателей и других механизмов на складе свеклы и установка постоянной радиосвязи между рабочим на подаче свеклы и оператором свекломоечных машин.

Подъем свеклы. Из нижнего гидротранспортера в верхний свеклу поднимают центробежным насосом, у которого рабочее колесо состоит из диска открытых лопастей и патрубка. К внутренней стороне диска приварены две пустотелые лопасти, имеющие изгиб во избежание травмирования корнеплодов свеклы. Колесо находится в улиткообразном корпусе, частота вращения колеса в зависимости от производительности насоса устанавливается 370, 440 и 498 мин$^{-1}$. Насос может поднимать свеклу на высоту до 25 м. Но при высокой частоте вращения ротора его лопасти повреждают большое количество корнеплодов, а всасывающие коммуникации оказывают большое сопротивление потоку свекловодяной смеси.

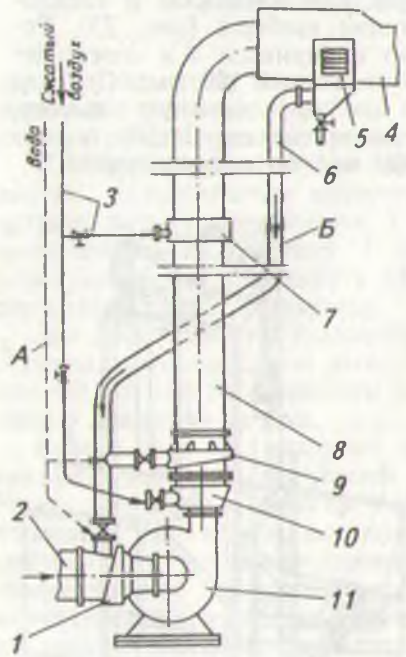


Рис. 24. Схема подачи свекловодяной смеси гидропневматическим подъемником свеклы

Эти недостатки устранены в гидропневмомеханическом свеклоподъемнике, который работает следующим образом (рис. 24). Поток свекловодяной смеси поступает по подводящему каналу *2* в устройство *1*, формирующее его направление и обеспечивающее минимальное сопротивление входа потоку смеси на рабочее колесо механического гидрозатвора-питателя *11*, которым нагнетается свекловодяная смесь плотностью $\rho = 1$ т/м^3 через воздухораспределительное устройство *10*. В этом устройстве за счет рассредоточенного подвода сжатого воз-

давление 0,2 МПа) образуется свекловодовоздушная смесь плотностью $\rho_{см}$ ~ 0,5 т/м^3, которая, проходя через устройство *9* струйными соплоаппаратами, увеличивает скорость движения за счет кинетической энергии потока воды, выходящей с повышенной скоростью из соплоаппаратов.

Свекловодяная смесь, получившая суммарную энергию (кинетическую и потенциальную) от механического гидрозатвора-питателя высоконапорных струй воды и сжатого воздуха, с приобретенной скоростью поступает в подъемную (нагнетательную) трубу *8* и поднимается по ней вверх.

Чтобы предотвратить расслоение жидкой и газовой фаз, примерно на половине высоты подъемной трубы *8* установлен турбулизатор потока *7*, поддерживающий равномерную по объему плотность смеси.

Часть воды, отобранная из надземного лотка гидравлического транспортера *4* через самоочищающуюся решетку *5*, посредством обводного трубопровода *6* (по контуру *Б*) и вода по контуру *А* поступает в устройства *9* и *1*. В данном случае трубопровод *6*, в котором находится столб воды плотностью $\rho_в$ = 1 т/м^3, и подъемная труба *8*, содержащая столб свекловодовоздушной смеси плотностью $\rho_{см}$ = 0,5 т/м^3, представляют собой сообщающиеся сосуды разной высоты, но со смесями различной плотности, являющимися движущей силой подъема свеклы. По воздухоподводящему трубопроводу *3* в воздухораспределительное устройство *10* и турбулизатор *7* потока смеси подается сжатый воздух, поддерживая постоянную плотность и скорость потока по всей высоте подъемной трубы.

При подъеме корнеплодов свеклы гидропневмоподъемником на высоту до 25 м степень дробления их снижается от 6...8 до 4...5 по сравнению с подъемом одним свеклонасосом УС-3, а потери сахара в транспортерно-моечной воде снижаются в 1,5 раза. Расход сжатого воздуха гидропневмоподъемником на заводе производительностью 3 тыс. т переработки свеклы в сутки составляет 60 м^3/мин.

Отделение транспортерно-моечной воды. После отделения примесей на втором каскаде (см. рис. 16) свекловодяная смесь поступает на дисковый водоотделитель (рис. 25) перед свекломоечными машинами, который состоит из горизонтальных валов с насаженными резиновыми дисками *2* (зазор между дисками 5...7 мм). Вращаясь по направлению потока свеклы, валы перемещают свеклу в свекломоечную машину, а транспортерно-моечная вода стекает в зазоры между дисками и направляется в битоуловитель для отделения битой свекломассы.

Битоловушки и водоотделители плохо улавливают короткие легкие примеси, поэтому в конце второго дискового водоотделителя (после свекломоечных машин) устанавливают цилиндрический битоуловитель *4*, вращающийся в направлении, противо-

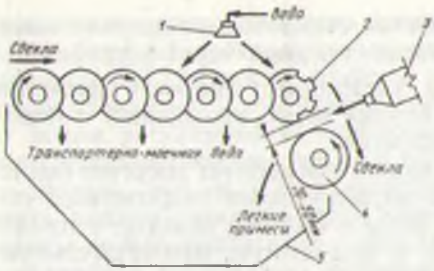


Рис. 25. Схема дискового водоотделителя

положном вращению ле
водоотделителя. Ботв
ливатель захватывает
примеси и струей во
подаваемого вентилят
3, они направляются в
кер *5*. При этом кроме
ления легких примесей
поверхности корнепл
струей воздуха сдув
часть прилипшей к
влаги. Такое устро
дает возможность уда
около 1 % (к массе свеклы) легких примесей и воды.

Для более полного отделения примесей с поверхности кор
плодов свеклы над водоотделителями устанавливают плос
струйные соплоаппараты *1*, через которые под давлением 1 М
подают осветленную транспортерно-моечную и чистую воду с
бавлением хлорной извести.

ОТМЫВАНИЕ КОРНЕПЛОДОВ СВЕКЛЫ

На сахарных заводах для отмывания корнеплодов свеклы пр
меняют кулачные свекломоечные машины с высоким, а иног
низким уровнем воды, а также комбинированные. В свеклом
ных машинах первого типа уровень воды находится выше
ней кромки кулаков, а в машинах второго типа — на ур
кулачного вала.

При низком уровне воды корнеплоды трутся друг о друг
хорошо отмываются от прилипшей земли. Но из-за больш
скученности свеклы и отсутствия спокойного зеркала воды т
лые и легкие примеси отделяются плохо, большое количест
корнеплодов травмируется. В свекломоечных машинах с в
ким уровнем воды примеси удаляются хорошо, но корнепл
от прилипшей земли отмываются хуже.

Комбинированная свекломоечная машина имеет два отде
ния (с низким и высоким уровнем воды), соединенных ме
собой камерой, в которой установлены перебрасывающие ло
ти. Свекла в такой машине отмывается хорошо. Недостаток
машины — сложная конструкция.

На отечественных заводах наибольшее распространение пол
чила свекломоечная машина КМЗ-57М (рис. 26) с постоянны
высоким уровнем воды производственной мощностью 1,5 тыс
переработки свеклы в сутки. Горизонтальный корытообразны
корпус машины *1* разделен перегородкой *5* на моющую и выбр
сывающую части. Снизу в перегородке находится отверстие, р
гулируемое с помощью шибера *6*.

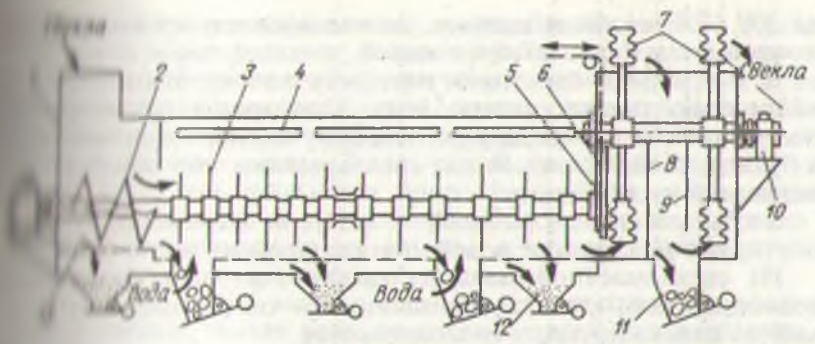


Рис. 16. Схема мойки свеклы в корытной свекломоечной машине КМЗ-57М

Моющая часть имеет двойное дно — нижнее сплошное и верхнее ситчатое. Внутри корпуса с частотой 20 мин$^{-1}$ вращается вал с укрепленными на нем деревянными кулаками. Для равномерного распределения свеклы, поступающей в машину, и обеспечения всплывания легких примесей на вал насажен короткий шнек *2*, огибаемый ситчатым днищем *13*. Выбрасывающая часть корыта разделена глухой перегородкой *8* и перегородкой *9* на два отделения. На валу этой части машины закреплены ковши *7* и индивидуальный привод *10*. Свекломоечная машина оснащена камнеловушками *11* и песколовушками *12*.

Поступая в корыто, свекла равномерно распределяется в воде шнеком *2*, интенсивно перемешивается и передвигается кулаками *1* в выбрасывающей части. При перемешивании и трении клубней друга корнеплоды освобождаются от примесей. Земля и песок, проходя через ситчатое дно *13*, скапливаются в песколовушках *12*, а камни — в камнеловушках. Тонущие корнеплоды вместе с камнями вымываются противотоком воды.

Из моющей части свекла через отверстие в перегородке *5* попадает в первое отделение выбрасывающей части, захватывается ковшами первого ряда и передается во второе промежуточное отделение. Отсюда через проем в перегородке *9* свекла поступает в третье отделение и ковшами *7* второго ряда выбрасывается на водоотделитель. Выбрасывающие ковши не доходят до дна и поэтому не захватывают камней. Интенсивность потока свеклы регулируют шибером *6* и частотой вращения выбрасывающих ковшей.

Во втором и третьем отделениях корнеплоды свеклы дезинфицируют водой, в которую предварительно добавляют хлорную известь (10...15 кг на 100 т свеклы).

В моющей части свекломоечной машины, где уровень воды

на 300...400 мм выше кулаков, легкие примеси всплывают
и через щели *4* смываются в желоб.

В выбрасывающую часть навстречу потоку отмытой свек
непрерывно подают чистую воду. При временных останов
подачу свеклы прекращают и половину корнеплодов выгру
в бункер, расположенный над свеклорезками, что облегчает
ледующий пуск машины.

Чтобы уменьшить вымывание сахарозы из свеклы, ее тр
портируют и отмывают водой температурой не выше 18 °С.

Из свекломоечной машины свекла поступает на валков
водоотделитель, где она ополаскивается чистой водой, пода
мой из плоскоструйных соплоаппаратов.

Эффективность отмывания корнеплодов свеклы в кулач
свекломоечной машине КМЗ-57М (без дополнительного стр
ного отмыва) не превышает 30 %, продолжительность пребы
ния в ней свеклы 8 мин, потери сахара в моечной во
0,08...0,12 % к массе свеклы. Масса машины 24 т.

Комбинированная свекломоечная машина СМК-3М про
водственной мощностью 3 тыс. т переработки свеклы в сут
разделена на два отделения: с низким и высоким уровнем во
Эффективность отмывания корнеплодов в ней достигает 80
но плавающие и тонущие примеси отделяются плохо. Их удал
ют вручную. Масса машины 40 т.

В настоящее время на заводах используют более совершенну
конструкцию корытной комбинированной свекломоечной ма
шины (Ш1-ПМД-3) производственной мощностью 3 тыс. т пе
работки свеклы в сутки (рис. 27). В отделении *1* с низким уро
нем воды вращаются два кулачных вала *2* с пальчатыми перебо

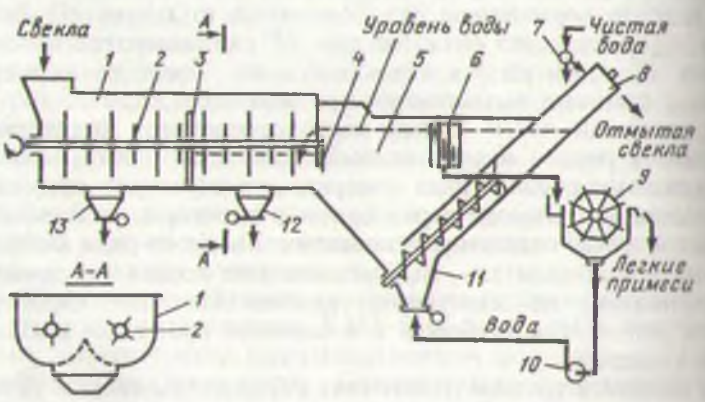


Рис. 27. Схема мойки свеклы в комбинированной свекломосчной машине Ш1-ПМД-3

...ными и индивидуальными приводами. Отделение *1* разде...
...мя перегородками: поперечной *3* с вырезами для прохо...
...ы и перегородкой *4* с регулируемым отверстием. В нем
...установлены несколовушка *12*, дренажное устройство *13*. В
...нии *5* с высоким уровнем воды установлены ботвоулавли...
...ь *6*, соплоаппараты *7* для чистой воды, два выгрузочных
...а *8* с индивидуальными приводами, общая камнеловушка
...ботоотделитель *9* и насос *10*. Поперечная перегородка *3*
...ляет отделение *1* на две камеры, в которых осуществляется
...е и «полусухое» перетирания свеклы.

В свекломоечной машине осуществлен противоток моечной ... и свеклы: чистая вода, подаваемая через соплоаппараты *7*, ... ополаскивания свеклы стекает в ванну с высоким уровнем ... вытеснения из нее грязную воду в отделение с низким уров... воды через регулируемую перегородку *4*. В отделении *1* моеч... вода движется навстречу свекле, переливается через вырезы в ...городке *3* в «сухую» камеру и выводится через дренажное ...йство *13*. Оба отделения машины можно устанавливать ... собой линейно либо под прямым углом в любую сторону.

Эффективность отмывания корнеплодов свеклы в этой маши... ... до %, потери сахара в моечной воде 0,04...0,05 % к массе ..., Масса машины 25,5 т. Расход воды — 25 % к массе свеклы.

На всех кулачных свекломоечных машинах повреждается зна...ельное количество корнеплодов, особенно при переработке ... низкого качества, что приводит к увеличению потерь ... и транспортерно-моечной воде. Поэтому более предпочти... отмывать корнеплоды в барабанной машине (рис. 28), ... представляет собой горизонтальный вращающийся от ...вода барабан *2* с загрузочным конусом *1* и выгрузочным ...ным конусом *5*. Внутри барабана по всей длине укрепле... перфорированные витки *4* для передвижения свеклы, а также ...рированная труба *3* для подачи моечной воды.

Свекла с дискового водоотделителя поступает во вращающий... барабан *2* моечной машины и при перемешивании активно ... небольшим количеством воды, поступающей в бара... противотоком, при соотношении свекла : вода (1:0,3). Из ...бана свекла поступает на водоотделитель *7*, где дополнитель... ...ивается через соплоаппараты *6* струями моечной воды, ...ируемой из сборника *11*, затем — через соплоаппараты *8* ..., подаваемой на дуговом сите *15*. После водоотделителя *7* ... ополаскивается в аппарате *9* чистой водой, поступающей ... сборника *12* и аэрируемой снизу сжатым воздухом. Всплы...шие легкие примеси выводят из аппарата *9* ситчатым конвей..., а чистую свеклу — шнеком *10*. При движении по шнеку ... из форсунок еще раз ополаскивается чистой водой с ...ением хлорной извести (10...20 кг на 100 т свеклы), приго...ленной в сборнике *14*.

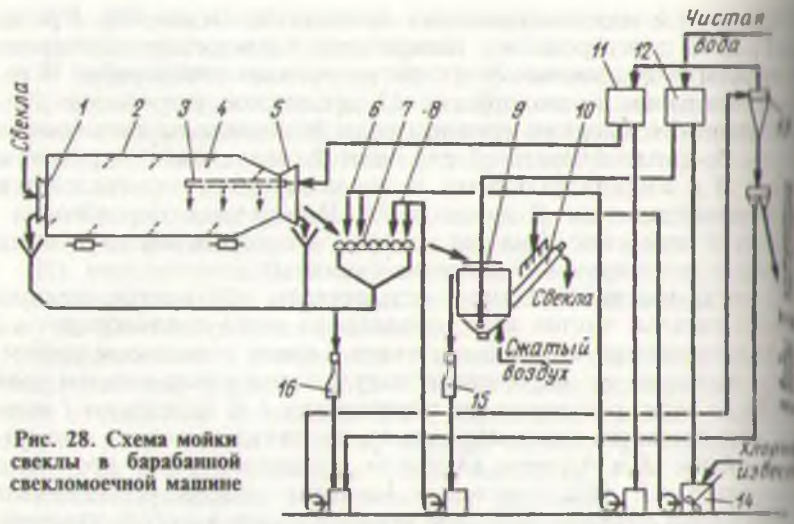


Рис. 28. Схема мойки свеклы в барабанной свекломоечной машине

Моечную воду из барабанной моечной машины и дисковой водоотделителя осветляют на дуговых ситах *16*, в гидроциклонах *13* и используют повторно в машине и на первой ступени водоотделителя *7*. Часть грязевой суспензии из гидроциклонов *13* возвращают в контур неосветленной моечной воды, а остальную суспензию выводят в сточные воды II категории.

Эффективность отмывания свеклы в этой машине составляет 70...75 %, потери сахара в моечной воде — около 0,04 % к массе свеклы, продолжительность отмывания свеклы в барабане — 2... 3 мин, в ополаскивателе — 1,5...2 мин. Масса всей установки 41 т.

При гидравлическом транспортировании и отмывании корнеплоды свеклы впитывают влагу. Поэтому для заводов России (кроме Краснодарского края) приняты следующие коэффициенты поглощения воды корнеплодами:

Длительность пребывания свеклы в воде, мин	10	20	30	45
Коэффициент поглощения воды, % к массе свеклы	0,064	0,073	0,08	0,086

УЛАВЛИВАНИЕ ОБЛОМКОВ СВЕКЛЫ

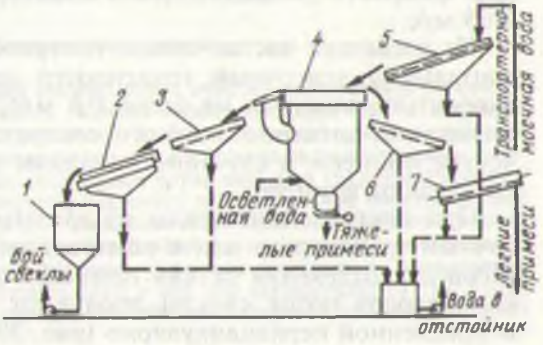
Для предотвращения загнивания свеклы от нее перед укладкой в кагаты отделяют хвостики и обломки корнеплодов (бой свеклы), сортируют их и пригодные к переработке направляют в гидротранспортер перед свеклонасосами.

Кроме боя свеклы, поступающего с полей и получаемого при [illegible] на хранение, часть обломков свеклы образуется при транспортировании на завод и отмывании. Примерный состав [illegible] свеклы при исходной сахаристости целых корнеплодов [illegible] % приводим ниже.

Размер фракции, мм	*Сахаристость, %*
До 10	7,1
10...30	12,0
30...50	14,7
Более 50	15,2

Фракцию боя свеклы до 10 мм направляют на корм скоту, а [illegible] размером более 10 мм используют в производстве.

Схема улавливания и сортировки отходов свеклоперерабатывающего отделения с помощью гидравлического классификатора представлена на рис. 29. По этой схеме транспортерно-моечная вода вместе с отходами подается на наклонное вибросито [illegible]. Вода поступает в отстойники для осветления, а отходы — в гидравлический классификатор *4*, где в регулируемом восходящем потоке воды происходит разделение смеси отходов на [illegible], тяжелые примеси и свекломассу. Всплывающие легкие примеси с помощью двухсекционного вибросита *6* и шнека-питателя *7* выводятся на площадку отходов, а тяжелые примеси опускаются в нижнюю часть классификатора и удаляются через камнеловушку. Свекломасса восходящим потоком воды [illegible] через центральную трубу на двухсекционное вибросито *3*, а затем разделяется по размеру на фракции в двухбарабанном наклонном классификаторе *2*, у которого оба барабана вращаются в противоположные стороны с зазором при [illegible] 10 мм. Обломки свеклы размером менее 10 мм [illegible] в щель между барабанами, а размером более 10 мм — поступают в сборник *1*, откуда насосом возвращаются в производство.



[illegible]. Схема выделения [illegible] свеклы из транспортерно-моечной воды с помощью гидравлического классификатора

В транспортерно-моечной воде после свекломоечных ма
и водоотделителей содержится большое количество минерал
и органических примесей, а также микроорганизмов.

Повторное использование ее в гидравлических трансп
рах или сброс в общественные водоемы возможны то
после осветления, для чего воду отстаивают в радиальных
секционированных отстойниках с предварительным подщ
чиванием известью до pH 10,5...11 (0,2...0,3 % CaO к м
свеклы).

В кислой и нейтральной средах микроорганизмы обла
высокой активностью, увеличивая в транспортерно-моечной
содержание органических кислот, декстрана и левана. Так,
центрация органических кислот в отстаиваемой транспорте
моечной воде без добавления извести в 10...12 раз больше, чем
подщелачиваемой воде.

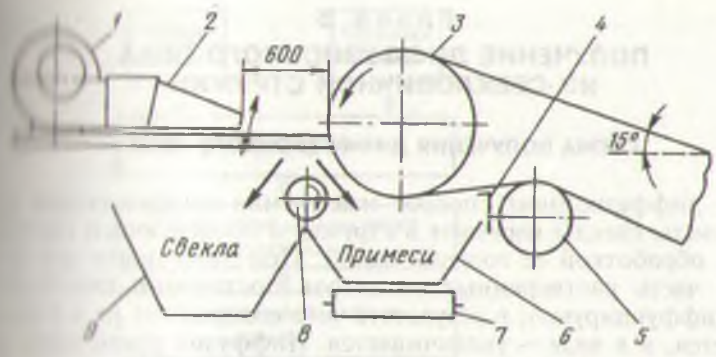
После осветления в отстойниках воду возвращают в гидра
ческие транспортеры, разбавляя ее свежей водой, а сгущен
суспензию (отстой) перекачивают на поля фильтрации или
вергают искусственной биологической очистке.

ПОДЪЕМ ЧИСТОЙ СВЕКЛЫ И ОТДЕЛЕНИЕ ПРИМЕСЕЙ

После свекломоечной машины корнеплоды ополаскив
чистой водой с добавлением хлорной извести и направляют
переработку. В зависимости от высоты расположения свекл
моечных машин свеклу поднимают ленточным транспортер
или ковшовым элеватором. Последний состоит из верхне
приводного и нижнего натяжного барабанов, через которы
перекинуты цепи с закрепленными на них металлическим
ковшами. Элеватор устанавливают строго вертикально. Дл
уменьшения дробления свеклы на концах загрузочного и вы
грузочного лотков прикрепляют резиновые пластины (форт
ки). Скорость движения цепи элеватора не должна превыш
0,65 м/с.

Из элеватора чистая свекла поступает на контрольный гор
зонтальный ленточный транспортер шириной около 1,5 м
скоростью движения не более 0,8 м/с, на котором с помощь
подвесного электромагнитного сепаратора улавливают метал
ческие примеси, а случайно попавшие неметаллические приме
ты удаляют вручную.

При поступлении свеклы из элеватора на контрольный лен
точный транспортер или с контрольного транспортера в буне
весов для отделения легких примесей и поверхностной влаги
корнеплодов поток свеклы продувают сильной струей воздуха
направленной перпендикулярно (рис. 30). Под действием воздуха



Устройство для доочистки мытой свеклы от примесей и поверхностной влаги

примеси изменяют траекторию падения и отделяются от корнеплодов.

Контрольный ленточный транспортер *3* в этом случае устанавливают под углом 15°, чтобы под ним можно было разместить бункера для приема свеклы *9*, примесей *6* и транспортер *7*. На линии соприкосновения бункеров *9* и *6* устанавливают ролик *8* диаметром 100 мм либо поворотную заслонку высотой 200 мм, закрепляемую в определенном положении, что препятствует накоплению примесей на гребне между бункерами. Для снятия с ленты транспортера *3* прилипших примесей и воды к бункеру *6* прикреплен гибкий скребок *4*, плотно прилегающий к ленте транспортера. Натяжение ленты транспортера *3* регулируют прижимным роликом *5*. Вентилятор *1* и сопло *2* соединены между собой тканевым рукавом, который позволяет регулировать направление потока воздуха.

Использование данного устройства дает возможность удалять из свеклы до 1 % примесей к массе свеклы, в том числе и поверхностной влаги, сдуваемой с корнеплодов.

Контрольные вопросы

1. Из каких основных стадий состоит схема очистки корнеплодов свеклы от примесей и подачи их в завод? 2. Каково назначение бурачной и сплавной свеклы и в чем состоит их различие? 3. В чем состоит принцип действия камнеловушек и камнеловушек? 4. Почему свеклу подают в завод гидравлическим способом, а не механическим? 5. Как регулируют поток свеклы в гидротранспортере? 6. В чем преимущество гидропневмоподъемника перед обычным свеклонасосом? 7. В чем принцип действия кулачной свекломоечной машины с высоким уровнем воды? 8. В чем состоит преимущество барабанной свекломоечной машины перед моечными кулачными? 9. Какое значение имеет для производства улавливание свеклы из транспортерно-моечной воды и как оно осуществляется? 10. Какие трудности встречаются при улавливании тяжелых примесей из свекловодяной

Глава 5

ПОЛУЧЕНИЕ ДИФФУЗИОННОГО СОКА ИЗ СВЕКЛОВИЧНОЙ СТРУЖКИ

СХЕМА ПОЛУЧЕНИЯ ДИФФУЗИОННОГО СОКА

При диффузионном способе извлечения свекловичного сок корнеплоды свеклы изрезают в стружку с последующей противоточной обработкой ее горячей водой. При этом почти вся сахароза и часть растворенных несахаров постепенно переходит в воду (диффундируют), в результате чего содержание их в стружке снижается, а в воде — увеличивается. Диффузия происходит под влиянием градиента концентрации, который поддерживается в результате противотока на протяжении всего процесса. Качество диффузионного сока всегда выше, чем свекловичного, так как часть несахаров удерживается клеточными стенками свеклы (эффект Доннана).

Диффузионный способ извлечения сахарозы из свеклы был предложен в 1833 г. нашим соотечественником Д. А. Давыдовым, а широкое практическое применение он получил в 1864 г. благодаря Юлиусу Роберту, который изобрел конструкцию диффузора и диффузионной батареи.

На отечественных свеклосахарных заводах в настоящее время эксплуатируют диффузионные установки непрерывного действия производственной мощностью 1,5...4,5 тыс. т переработки свеклы в сутки. Наиболее распространены колонные (КДА) и наклонные двухшнековые (ДДС, ДС, А1-ПДС) установки. Принципиальная технологическая схема получения диффузионного сока приведена на рис. 31.

Мытую свеклу и ее крупные обломки взвешивают на автоматических порционных весах и выгружают в бункер-накопитель, откуда они самотеком поступают в свеклорезки и изрезываются в стружку, которая ленточным транспортером направляется в диффузионный аппарат. В разъеме верхней несущей конструкции ленточного транспортера установлены непрерывнодействующие ленточные весы, контролирующие массу проходящей свекловичной стружки и служащие первичным датчиком для автоматического управления процессом диффузии. Выходящий из аппарата диффузионный сок очищается в песко- и мезголовушках от песка, мезги и направляется на предварительную дефекацию, а уловленная мезга возвращается в диффузионный аппарат. Обессахаренная стружка выходит из диффузионного аппарата с содержанием 6,4...8,3 % и отжимается на прессах до 12...22 % СВ. Прессованный жом высушивают или используют в сыром виде, а жомопрессовую воду, содержащую немного сахара, подвергают термической обработке, осветляют и возвращают в диф-

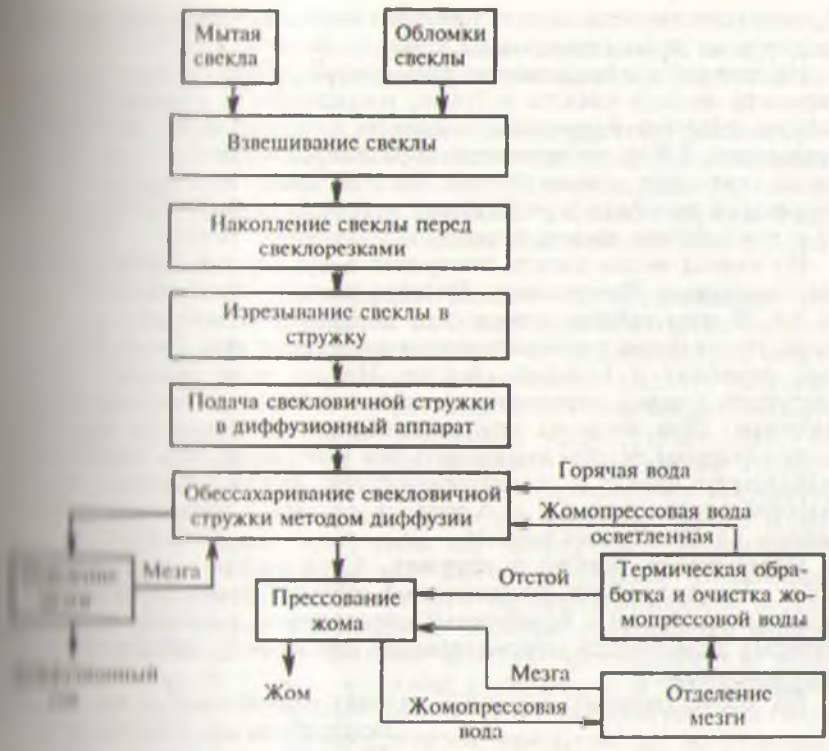


Рис. 31. Принципиальная схема получения диффузионного сока

диффузионный аппарат. Недостающее количество питающей воды на диффузионной установки компенсируют сульфитированными конденсатами.

ПОЛУЧЕНИЕ СВЕКЛОВИЧНОЙ СТРУЖКИ

Взвешивание свеклы. Для учета массы свеклы, поступившей на переработку в завод, ее взвешивают на автоматических порционных весах ДС-800 с электрическими приводом, работающих под действием массы и кинетической энергии проходящего через весы свеклы.

Конструкция весов основана на принципе неравноплечих рычагов с отношением плеч грузоприемного рычага 1:10 (для взвешивания порции свеклы 800 кг нужно всего лишь 80 кг гирь), при этом детали испытывают незначительную ударную нагрузку.

Производительность весов 100 т/ч, точность взвешивания
среднего из десяти отвесов ±0,3 %.

На точность взвешивания порционных весов влияют рав
мерность подачи свеклы и грязь, прилипшая к стенкам ков
Высота падения корнеплодов свеклы в ковш весов не дол
превышать 1,5 м от верхнего обреза приемной воронки
после проверки специалистом Гостехнадзора пломбируют
коррекции точности взвешивания регулярно определяют попр
ку к показаниям шкалы весов.

Из ковша весов свекла поступает в бункер-накопитель пе
свеклорезками. Вместимость бункера по типовой схеме рассч
на на 20 мин работы завода, что должно обеспечивать ритм
ность проведения технологических процессов при кратковрем
ных перебоях с подачей свеклы. Но по ряду причин све
поступает в завод неритмично, накапливаясь в лотке гидрот
спортера. При этом из нее транспортерной водой вымывает
часть сахарозы. Чтобы уменьшить эти потери, вместо того, чт
задерживать свеклу в гидротранспортере, лучше увеличить об
бункера-накопителя в 2...2,5 раза и создать в нем запас чис
свеклы на 40...45 мин работы.

Изрезывание свеклы в стружку. Способы изрезыв
ния. Для получения свекловичной стружки применяют центр
бежные, дисковые и барабанные свеклорезки, принцип дейст
которых различается относительным движением свеклы и
лорезных ножей.

На отечественных сахарных заводах применяют в основ
центробежные свеклорезки
16 двуножевыми рам
(рис. 32).

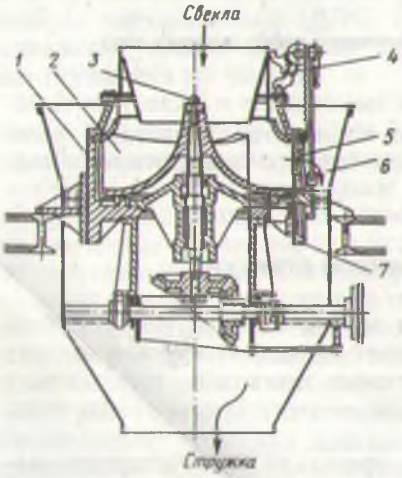


Рис. 32. Схема изрезывания свеклы в центробежной свеклорезке

Свекла в свеклорезке по
дается сверху в неподвиж
барабан *1*, снабженный по
выми рамами *5* с двумя но
ми каждая, где с помощ
лопастной улитки *2*, враща
щейся на валу *3*, отбрасыв
ется на ножи и, перемещая
вместе с улиткой, изрезывает
ся в стружку. Стружка про
ходит в просвет между но
вой рамой и ножами внут
кожуха *6* и выводится с
на транспортер. Ремонтной
бедкой *4* ножевую раму
можно заменять глухой рамой
7. Для очистки ножей на
от зависших на них

пустотелый вал *3* в сопла, находящиеся на лопастях вращающейся улитки, подают пар или сжатый воздух под давлением 0,8...1 МПа. Расход сжатого воздуха на одну свеклорезку составляет 12 м^3/мин.

Свеклорезка приводится в движение по системе генератор — двигатель, что дает возможность плавно регулировать скорость подачи свеклы в пределах 4...8 м/с. При переработке свеклы различного качества наиболее высокое качество стружки и наименьшее удельное энергопотребление достигаются при скорости резания 5,5...6 м/с.

В центробежных свеклорезках можно, не останавливая работу машины, контролировать качество стружки после каждой ножевой рамы, заменять износившиеся и поврежденные ножи, удалять посторонние предметы, изменять высоту подъема ножей, профиль стружки и регулировать производительность машины. Ни одна из этих операций, кроме последней, не может быть выполнена на дисковых или барабанных свеклорезках. При замене ножей и удалении посторонних предметов вместо ножевой рамы в гнездо вводится менее изношенная глухая рама, при этом на внутренней поверхности барабана может образовываться выступ, ударяясь о который часть корнеплодов измельчается, что увеличивает брак в стружке. Поэтому в ремонтный период барабан свеклорезки вместе с ножевыми, а затем и глухими рамами протачивают и шлифуют в течение 3...5 мин, загружая в него кокс и отработавшее машинное масло. Удельный расход электроэнергии при эксплуатации центробежных свеклорезок примерно на 30 % выше, чем у барабанных или дисковых.

В настоящее время начат выпуск новых 24-рамных центробежных свеклорезок производительностью, в 2 раза большей, чем у 16-рамных свеклорезок. Масса и габаритные размеры 24-рамной почти такие же, как и у 16-рамной, что дает возможность устанавливать ее на место демонтированной 16-рамной. Высокая производительность 24-рамной свеклорезки достигается за счет большего уплотнения корнеплодов свеклы при резании и более равномерного распределения их по длине барабана. Благодаря этому снижается перемещение корнеплодов в процессе резания и, таким образом, повышается однородность стружки.

В целях снижения расхода электроэнергии на изрезывание свеклы и уменьшения брака в стружке на некоторых отечественных сахарных заводах устанавливают барабанные свеклорезки, в которых свекла подается внутрь вращающегося горизонтального барабана с 8 или 12 ножевыми рамами (по 6 ножей в каждой раме), заклинивается между стенкой барабана и неподвижной улиткой, прижимаясь к ножам, и изрезывается в стружку. Благодаря устойчивому положению корнеплодов от-

носительно ножей содержание брака в стружке в 3...5 меньше, чем в центробежных свеклорезках. Частоту вращ барабана свеклорезки регулируют в интервале 60...130 м Скорость резания 4...8 м/с.

В дисковых свеклорезках главным рабочим органом с горизонтальный диск с ножевыми рамами, вращающийся в подвижном корпусе. Корнеплоды свеклы поступают на диска по двум суживающимся улиткообразным каналам, ни ниваются между диском и торцевыми поверхностями канал прижимаясь к ножам, изрезываются в стружку.

Смену ножей и удаление посторонних предметов в бараб ных и дисковых свеклорезках проводят после полной их ос новки. Наиболее приемлемы для них безреберные ножи с 8,25 и 10 мм.

Для изрезывания корнеплодов применяют в основном ф рованные безреберные свеклорезные ножи № 1011 и № двух видов: *А* и *Б*. Рабочая часть ножа (рис. 33) состоит V-образных элементов толщиной 0,8 мм, называемых перь Расстояние между вершинами перьев (на рис. 33 оно обозн буквой *t*) — это шаг ножа. Угол профиля пера у ножей № 1 составляет 75°, а у ножей № 3180—90°. Первые ножи изгото ют с шагом 6; 7; 8,25; 10 и 12 мм — для волокнистой свек вторые — с шагом 7 и 8,25 мм. Используя ножи с углом проф 75°получают стружку ромбовидной формы, а ножи с углом п филя 90° — квадратной формы.

Ножи *А* и *Б* различаются между собой смещением перьев половину шага. Это дает возможность при их установке в од раме не нарушать профиля режущей кромки на стыке ножей. В каждой раме ножи занимают определенное положе относительно ножей со них рам, что достигается у тановкой их с помощ специальных кондукторов.

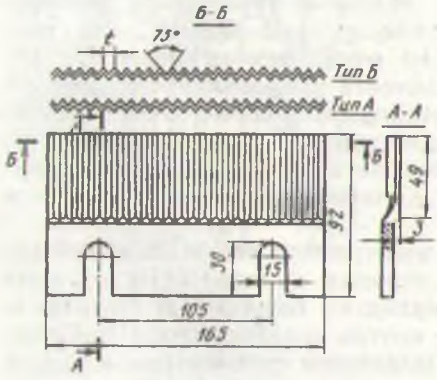


Рис. 33. Схема безреберного ножа № 1011 для центробежной свеклорезки

В центробежных свекл резках часто применяют поворотные (разрезанные) н жевые рамы с регулиро нием высоты подъема ножей на ходу свеклорезк Такая рама (рис. 34) сос ит из двух шарнирно сое ненных частей. В корпусе рамы с помощью клинооб ной прижимной планки 4 четырех болтов 5 устанавл вают два ножа 6. Против ре жущей кромки ножей но

рамы расположена контроль-
ланка 2, которая крепится к
болтами 3. Подвижная часть
, в которой крепятся ножи,
прижимы 10 с фиксирующим
11, а неподвижная часть рамы
подпружиненным регули-
винтом 7, соединяющим ее
10 подвижной части.
гайку на винте 7, регулируют
подъема ножей над контроль-
планкой. При достижении необ-
толщины стружки положе-
фиксируют винтом 11. Для
выхода стружки из бара-
свеклорезки ножи отодвинуты от
планки на некоторое
, благодаря чему образует-

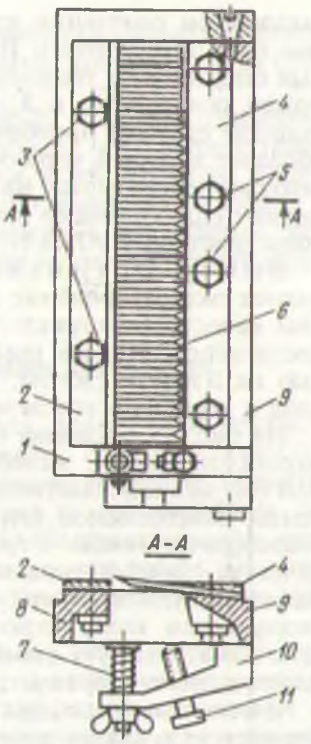


Рис. 34. Схема поворотной ножевой рамы

Стружку хорошего качества полу-
при подъеме ножей на 3...3,5 мм
зора 4...7 мм. Когда перерабаты-
влажную и засоренную рас-
ными примесями свеклу, зазор
увеличивают до 8...12 мм, тогда ножи
освобождаются от зависших во-
и застрявших частиц свеклы.
работе свеклорезок с небольшим
ножи быстро забиваются во-
и изнашиваются.

При использовании пара для
ножей необходимо соблю-
меры по технике безопасности, а именно: закрыть чехлами
вентили, установить до и после основного вентиля
, а в кольцевом пространстве над ножевыми рама-
крышки, вынести вверх соединительную муфту между
и неподвижным паропроводами. Для уменьше-
расхода пара его подают периодически.

Вместо периодического продувания ножей паром можно при-
пульсирующую подачу свеклы в свеклорезку с помощью
, который представляет собой устройство из двух по-
пластин, смонтированных в горловине бункера над
. Поворачиваясь на осях с помощью пневмоци-
, пластины резко прерывают поступление свеклы в
, в результате чего ножи самоочищаются.

В процессе эксплуатации ножи тупятся. Их восстанавливают
по второй технологии с термообработкой или затачивают в

закаленном состоянии кругами, покрытыми кубическим нитр
том бора (кубонитом). При этом исключаются все промежу
ные операции по термообработке, а чистота рабочей поверхно
ножей повышается с 3...4-го до 8...9-го класса точности. В р
зультате стружка приобретает гладкую, без трещин поверхно
обладает хорошей упругостью, снижается количество мезги. П
заточке перьев ножа на режущий участок кубонитового кр
подают охлаждающую жидкость — 2%-ный раствор каустиче
соды (раствор NaOH).

Выбор оптимальной формы стружки. Эффе
тивное экстрагирование сахарозы из свеклы обусловлено нал
ким качеством стружки. Свекловичная стружка должна обла
достаточно большой удельной площадью поверхности, упруг
тью на изгиб и сжатие, а масса ее — хорошей проницаемост
слоя в течение всего периода экстракции.

На рис. 35 показаны схемы получения свекловичной струж
различной формы: желобчатой (*а*), пластинчатой (*б*), ромбов
ной (*в*), мелкой пластинчатой (*г*), мелкой ромбовидной (*д*), ри
леной пластовидной (*е*), которые можно получить с помощ
безреберных ножей. Форму стружки выбирают в зависимости
качества сырья и типа используемых диффузионных аппарат
Здоровую неповрежденную свеклу изрезывают в мелкую ромб
видную или квадратную стружку, подмороженную и подгни
шую — в толстую ромбовидную, квадратную или рифле
пластовидную стружку.

Оптимальной для экстрагирования является стружка ромб
видного или квадратного сечения, которая отличается от пл
тинчатой повышенной скоростью обессахаривания, бо́льшим с
противлением изгибу и проницаемостью в слое. При получени
этих форм стружки меньше образуется брака, чем при желоб
той и пластинчатой.

Качество свекловичной стружки оценивают по длине 100
стружки в метрах или по отношению массы стружки длино
более 5 см к массе стружки менее 1 см (шведский фактор),
также по содержанию брака
ней. Браком считают нераз
занные гребешки, стружку ко
роче 5 мм или толщиной
менее 0,5 мм. Содержание
брака в стружке не должно
превышать 3 %.

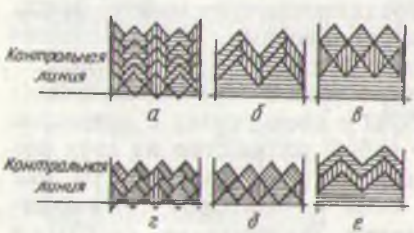


Рис. 35. Схема получения свекловичной стружки разной формы безреберными ножами

В диффузионных аппара
тах используют свекловичную
стружку длиной 9...13 м
100 г. Более тонкая стружка
быстро измельчается в мезгу
ухудшает проницаемость масс

а также забивает ситовые поверхности. Величина шведского фактора, характеризующего хорошую проницаемость слоя стружки, должна быть не ниже 8.

При измельчении свеклы в стружку до 10 % клеток паренхимной ткани раскрывается непосредственно под воздействием ножей и 20...30 % клеток раздавливается в прилегающих слоях. Клеточный сок из этих клеток легко вымывается водой в диффузионном аппарате, а из неповрежденных клеток сок может извлекать только диффузией через их стенки, после денатурации белка протоплазмы в клетках.

ПРОТИВОТОЧНАЯ ТЕОРИЯ ЭКСТРАКЦИИ (ДИФФУЗИИ)

Экстракция — это процесс извлечения одного или нескольких компонентов из сложного по составу сырья с помощью растворителя. Несмотря на то что сахароза и другие вещества находятся в клетках свекловичной ткани в растворенном состоянии, извлечение их является сугубо экстракционным процессом (или диффузионным, как его часто называют). Поэтому к описанию диффузионного процесса применима теория массопередачи.

Диффузия сахарозы в свекловичной ткани представляет собой перенос вещества из одной части покоящейся системы в другую, обусловленный тепловым движением молекул и ионов. Это движение хаотично, но, когда частицы одного или нескольких веществ распределены в системе неравномерно и существует градиент концентрации (dC/dx, где x — направление переноса вещества), возникает направленный поток вещества, способствующий выравниванию концентраций. Допустим, в широком сосуде находится раствор сахарозы или другого нелетучего вещества. Если на него сверху осторожно налить слой растворителя (воду), то растворенное вещество из раствора начнет диффундировать в воду. При повышенных температурах вследствие большей кинетической энергии молекул диффузия протекает быстрее.

Диффузию в первом приближении можно описать с помощью первого закона А. Фика. Рассмотрим на рис. 36, *а* два поперечных сечения узкого сосуда: одно на высоте x, второе — на высоте $x + dx$. Концентрацию растворенного вещества и его осмотическое давление на уровне первого сечения обозначим через C и p, а на уровне второго сечения — соответственно $C-dC$ и $p-dp$. Если площадь поперечного сечения сосуда представить как F, то объем раствора между двумя сечениями будет Fdx, а масса растворенного в этом объеме вещества — $CFdx$.

На перемещение всех молекул, диффундирующих из нижних

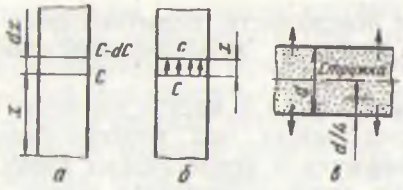


Рис. 36. Схема диффузии сахарозы из свекловичной стружки

слоев в верхние, дейст сила, равная разности осм ческих давлений,

$$F|p-(dp-p)| = -Fdp, \quad (6)$$

а на перемещение 1 моля ра творенного вещества дейст сила

$$f = -dp/Cdx. \quad (7)$$

Навстречу силе f на 1 моль вещества действует сила внутр него трения, характеризуемая уравнением Стокса,

$$f' = 6\pi N\mu ru, \quad (8)$$

где N — число Авогадро; μ — динамическая вязкость раствора; r — радиус кул диффундирующего вещества; u — скорость направленного движения мол

Приравнивая силу f', вызывающую диффузию молекул силу внутреннего трения f', получим

$$-dp/Cdx = 6\pi N\mu ru, \quad (9)$$

откуда $u = -dp/6\pi N\mu rCdx$. (10)

Если концентрация веществ в растворе C, то за промежуто времени $d\tau$ через поверхность F со скоростью u продиффундиру ет dS растворенного вещества:

$$dS = FCud\tau. \quad (11)$$

Подставив значение u из уравнения (8) в уравнение (9), пол чим

$$dS = -Fdpd\tau/6\pi N\mu rdx. \quad (12)$$

По уравнению Клапейрона осмотическое давление

$$dp = RTdC. \quad (13)$$

Подставив значение (11) в уравнение (10), получим

$$dS = -FRTdCd\tau/6\pi N\mu rdx. \quad (14)$$

Значения универсальной газовой постоянной R, а также π и N

При заданных условиях для определенного вещества значения r, μ и T. Поэтому в уравнении (12) их представить в виде постоянной величины — коэффициен- диффузии D, т. е.

$$D = RT/6\pi N\mu r. \qquad (13)$$

Подставив выражение (13) в уравнение (12), приходим к основному закону диффузии А. Фика:

$$dS = -DFd\tau(dC/dx). \qquad (14)$$

В соответствии с рис. 36, *б* уравнение (14) примет вид

$$S = -DF\tau|(C-c)/x|. \qquad (15)$$

Следовательно, количество растворенного вещества S, проди- фундировавшего через некоторый слой растворителя x, пропорционально разности концентраций этого вещества границах слоя $C-c$, а также времени τ, площади слоя F и пропорционально толщине слоя x или длине среднего диффундирования, равной $d/4$ в соответствии с рис. 36, *в*.

Из уравнения (13) видно, что коэффициент диффузии зависит размера диффундирующих частиц и температуры: с увеличе- размера частиц его величина пропорционально уменьшает- с повышением температуры увеличивается кинетическая молекул, скорость их движения и уменьшается вязкость и растворителя, способствуя более быстрому перемеще- вещества между молекулами растворителя (диффузии).

Для вещества с определенным радиусом частиц зависимость фициента диффузии от температуры можно представить

$$D = kT/\mu = 10kV, \qquad (16)$$

константа, которая зависит от размера частиц, но не зависит от темпера- абсолютная температура (в процессе диффузии величина переменная); вязкость растворителя при данной температуре; V — средняя абсолютная тем- (T + 273), деленная на 10-кратную вязкость растворителя (мПа·с) при температуре

Как следует из уравнения (16), коэффициент T/μ можно заме- фактором $10V$, учитывающим влияние температуры и вяз-

Тогда основной закон диффузии можно записать уравнением

$$S = -10kVF\tau|(C-c)/x|, \qquad (17)$$

из которого видно, что на диффузию вещества в основном
зывают влияние температура, площадь поверхности диффу
градиент концентраций на граничном слое, продолжительно
длина пути диффузии.

Знак «минус» указывает, что диффузия вещества проте
направлении убывающих концентраций.

Фактор V можно вычислить, используя равенство $T/\mu =$
т. е. $V = T/10\mu$. Например, при температуре 60 °С вязкость
той воды равна 0,474 мПа·с. Подставляя ее значение, получ

$$V = (60 + 273)/10 \cdot 0{,}474 = 70{,}253.$$

Ниже в табл. 6 приведены значения V, вычисленные для
тервала температур 60...77 °С.

Таблица

Температура, °С	Вязкость воды, мПа·с	V	Температура, °С	Вязкость воды, мПа·с	V
60	0,474	70,253	69	0,421	81,2
61	0,468	71,367	70	0,416	82,4
62	0,461	72,668	71	0,411	83,6
63	0,455	73,846	72	0,406	84,9
64	0,449	75,056	73	0,402	86,0
65	0,443	76,298	74	0,397	87,4
66	0,438	77,397	75	0,392	88,7
67	0,432	78,704	76	0,388	89,9
68	0,427	79,680	77	0,384	91,1

Используя основной закон диффузии, П. М. Силин в 192
создал теорию противоточной экстракции сока из свекловичн
стружки, которая послужила значительным вкладом в разви
научных основ технологии сахара. Стремясь получить предель
простое уравнение для количественной оценки влияния темпер
туры, размера стружки, продолжительности диффузии и дру
факторов на процесс диффузии сахарозы из свекловичн
стружки, он сделал следующие допущения: вся свекловичная
стружка имеет одинаковую форму, концентрация сахарозы
толщине стружки распределяется линейно, экстрагируемое веще
ство расположено на 1/4 толщины стружки, и эта толщина при
нята за расчетный путь диффундирования (см. рис. 36, *а*). К
ство стружки характеризуется длиной 100 г ее в метрах, и сист
ме полностью сохраняется принцип противотока стружки и сок
и вся экстрагированная сахароза переходит в диффузионный сок
(работа без возврата жомопрессовой воды).

Процесс противоточного обессахаривания свекловичной
стружки представлен на рис. 37. Все расчеты в теории относятся
к такой массе стружки, в которой содержится 100 кг свеклович

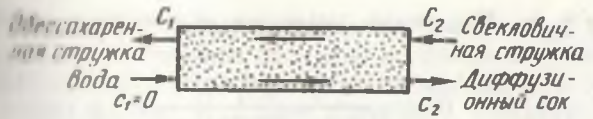


Рис. 17. Схема противоточного обессахаривания свекловичной стружки

сока с концентрацией сахарозы C_2. Эта масса стружки, проходя через диффузионный аппарат непрерывного действия, отдает сахарозу и часть несахаров в экстрагент (воду), подаваемую противотоком, и превращается в обессахаренную стружку с содержанием в ее соке только сахарозы C_1.

Следовательно, из 100 кг свекловичного сока в воду переходит $S = C_2 - C_1$ кг сахарозы. Подставляя это выражение в уравнение (17) вместо S, отбросив знак «минус» и заменив x на $\frac{1}{4}d$, получим

$$C_2 - C_1 = \frac{4 \cdot 10kVF\tau}{d}(C-c), \qquad (18)$$

где C_2 — концентрация сахарозы в свекловичном соке; C_1 — концентрация сахарозы в соке обессахаренной стружки; F — площадь поверхности контакта стружки с диффузионным соком; τ — продолжительность активной экстракции с момента достижения температуры коагуляции белков; d — толщина стружки; $(C-c)$ — разность концентраций сахарозы внутри и вне стружки за все время экстракции, являющаяся движущей силой процесса. При этом на входе сока в аппарат эта разность равна $C_2 - c_2$, а на выходе обессахаренной стружки $C_1 - c_1 = C_1$, так как $c_1 = 0$.

Среднюю разность концентраций $(C-c)$ можно определить по уравнению Грасгофа, которое применяется в теплотехнике для определения среднего перепада температур при противоточной теплопередаче, так как имеется полная аналогия между диффузией и теплопередачей:

$$(C-c)(C_2-c_2-C_1)/(2{,}302\ \lg\frac{C_2-c_2}{C_1}). \qquad (19)$$

Чтобы выражение $C-c$ можно было подставить в основное уравнение (18), необходимо вычислить значение концентрации сахарозы в диффузионном соке c_2. Для этого количество диффузионного сока, получаемого из 1 кг свекловичного сока, обозначим через n кг. Отбор диффузионного сока a на заводе считают от 100 кг свеклы, в которой по расчетам содержится 93 кг свекловичного сока. Тогда $n = a/93$.

Так как из 100 кг свекловичного сока в диффузионный сок переходит $(C_2 - C_1)$ кг сахара и диффузионный сок разбавлен по сравнению со свекловичным соком в n раз, то можно записать

$(C_2-C_1)/n = c_2$. Подставив значение c_2 в уравнение (19), получим

$$C-c = \frac{(n-1)(C_2-C_1)}{2{,}302n \cdot \lg\frac{(n-1)(C_2+C_1)}{nC_1}}.$$

Если значение $C-c$ в основном уравнении (18) заменить уравнением (20) и затем обе части уравнения сократить на C_1, получим

$$\frac{n}{n-1}\lg\frac{(n-1)C_2+C_1}{nC_1} = \frac{4 \cdot 10kVF\tau}{2{,}302d}.$$

Так как площадь поверхности стружки F и ее толщина d являются функцией длины 100 г стружки l (м), то их можно выразить математически через l и подставить в уравнение (21).

При соковом коэффициенте 0,93 (в 1 кг свеклы содержится 0,93 кг свекловичного сока) масса стружки, соответствующая 100 кг сока, будет 100/0,93 кг, а длина ее $(100/0{,}93) \cdot 10l$ (длина 100 г стружки l, а 1 кг — $10l$) или $(1000l/0{,}93)$ м.

Если пренебречь относительно малой поверхностью торцов стружки, а периметр ее сечения обозначить через φ (м), то поверхность стружки F (м^2) в расчете на 100 кг сока можно найти по уравнению

$$F = 1000l\varphi/0{,}93.$$

Среднюю толщину стружки d примем пропорциональной периметру φ, т. е. $d = k\varphi$, где k — коэффициент пропорциональности, тогда уравнение (22) примет вид

$$F/d = 1000l/0{,}93k.$$

Подставив выражение (23) в уравнение (21), получим

$$\frac{n}{n-1}\lg\frac{(n-1)(C_2+C_1)}{nC_1} = \frac{4 \cdot 10 \cdot 1000}{2{,}302 \cdot 0{,}93}Vl\tau.$$

Обозначив $(4 \cdot 10 \cdot 1000)/(2{,}302 \cdot 0{,}93\,k) = A$ и разделив числитель и знаменатель дроби в левой части уравнения (24) (под знаком lg) на C_2, получим

$$\frac{n}{n-1}\lg\frac{n-1+(C_1/C_2)}{nC_1/C_2} = AVl\tau,$$

где A — некоторый постоянный коэффициент, определяемый экспериментально, который зависит от конструкции диффузионного аппарата и режима работы. При нормальной работе диффузионной установки значение A может колебаться в интервале $(4...8) \cdot 10^{-5}$.

В уравнении (25) обобщены основные показатели, характеризующие процесс экстракции сахарозы из свекловичной стружки: [illegible] диффузионного сока n (на 1 кг свекловичного сока), температура (через фактор V), длина стружки l, продолжительность [illegible] диффузии τ.

В правой части уравнения (25) значения всех показателей [illegible] вычислить, поэтому их произведение можно объединить и [illegible] через величину γ, а концентрацию сахарозы в свекловичном соке C_2 принять равной 1. Тогда оно приобретет вид

$$\frac{n}{n-1}\lg[(n-1+C_1)/nC_1] = \gamma. \qquad (26)$$

Определив при установившемся режиме работы завода коэффициент A для данной диффузионной установки, а также [illegible] l и τ, по уравнению (26) можно вычислить потери [illegible] в жоме C_1 на 1 кг сахарозы, введенной в диффузионный аппарат. Помножив эту величину на 100, найдем потери [illegible] 100 кг сахарозы.

На практике пользуются номограммой (рис. 38), эквивалентной уравнению (26), где на оси абсцисс отложены значения γ, а на оси ординат — в логарифмическом масштабе потери сахарозы в жоме C_1, вычисленные на 100 кг сахарозы. Веером показаны [illegible] отбора диффузионного сока a (% к массе свеклы).

Пример. Вычислить потери сахарозы Π (%) в жоме при установившемся [illegible] работы наклонного двухшнекового диффузионного аппарата: длительность и средняя температура активной диффузии равны соответственно 90 мин и 70 °С; отбор диффузионного сока a = 125 %, длина 100 г стружки 12 м, коэффициент $A = 4{,}8 \cdot 10^{-5}$, сахаристость стружки $CX_{св}$ = 16 %.

Температуре 70 °С соответствует значение V = 82,452 (см. табл. 6). Тогда

$$\gamma = AV\tau = 4{,}8 \cdot 10^{-5} \cdot 82{,}452 \cdot 12 \cdot 90 = 4{,}274.$$

По номограмме (см. рис. 38) на пересечении $\gamma = 4{,}274$ и a = 125 % находим [illegible] потери сахарозы в жоме C_1 = 2,1 % к массе сахарозы, введенной в [illegible] аппарат. В процентах к массе свеклы они составят

$$\Pi = C_1 CX_{св}/100 = 2{,}15 \cdot 16/100 = 0{,}344.$$

При эксплуатации диффузионных установок и нормировании потерь в обессахаренной стружке очень важно по установившимся фактическим производственным показателям для каждого аппарата регулярно определять коэффициент A, вычисляя его по уравнению (25). Если величина данного коэффициента окажется [illegible], то диффузионная установка работает неудовлетворительно.

Продолжительность экстракции τ принимают без учета времени нагревания стружки до температуры денатурации белков (примерно 60 °С), а среднюю температуру процесса находят по

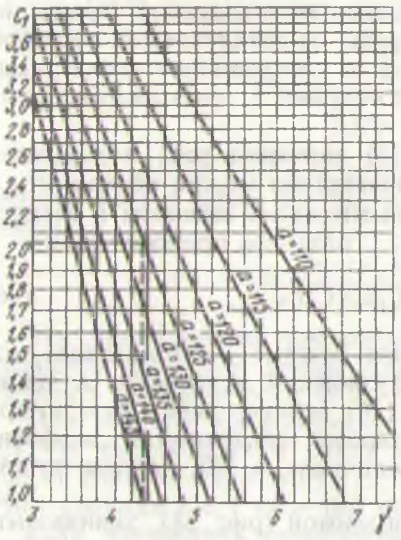


Рис. 38. Номограмма для определения оптимальных потерь сахарозы в жоме при обессахаривании свекловичной стружки

сумме температур отдел
участков в аппарате, не
нимая во внимание тем
туры ниже 60 °С.

Предполагалось, что
П. М. Силина является
ближенной и только к
венно характеризует
кцию сахарозы из свекл
ной стружки, так как в
учитываются термодиф
сахарозы при нагре
стружки, форма ее сеч
проницаемость слоя, ско
движения сока и его ре
ляция. Поэтому теорию
лись усовершенствовать.
пример, в теории Г. Опл
вместо упрощенного лин
го распределения конце
ции сахарозы в стружке
учтено параболическое
нение ее концентрации
цессе диффузии, так как
чальной стадии процесса

ствительно наблюдается значительно бо́льший градиент конц
рации сахарозы, чем предполагается при ее линейном распр
лении, и диффузия должна протекать быстрее. Но на прак
этого не происходит, что объясняется неполной денатура
белка в клетках. Кроме того, при нагревании стружки прояв
ся действие встречной термодиффузии, сдвигающей саха
внутрь клетки. Поэтому формула Г. Оплатки, выведенная
ным теоретическим путем, оказалась почти идентичной фор
П. М. Силина, полученной на основании ряда допущений.

Обстоятельный анализ теории П.М. Силина, проведенн
французскими исследователями на ЭВМ, показал, что она
возможность объективно оценивать влияние величины
сока и продолжительности активной диффузии на процесс
сахаривания стружки и с достаточной точностью — влия
длины 100 г стружки. Необходимо только правильно опред
продолжительность и среднюю температуру активной экстр

Теория противоточного обессахаривания свекловичной стру
ки П. М. Силина сыграла важную роль в развитии техно
свеклосахарного производства и получила дальнейшее разви
применительно к современным непрерывнодействующим
фузионным установкам, работающим с возвратом жомопр
вой воды, в работах В. М. Лысянского, М. И. Даишева и др

Роджес предложил видоизмененное уравнение
линия, учитывающее возврат жомопрессовой воды в
нную установку,

$$\gamma = \frac{n}{n-1}\lg\frac{n-1+C_1^{'}-nc_1^{'}}{n(C_1^{'}-c_1^{'})}, \qquad (27)$$

ержание сахарозы в обессахаренной стружке, отнесенное к содержа-
свекловичном соке ($C_1^{'} = C_1/C_2$); $c_1^{'}$ — содержание сахарозы в жомопрес-
, отнесенное к содержанию ее в свекловичном соке ($c_1^{'} = c_1/C_2$).

то с сахарозой, экстрагируемой почти полностью из свек-
й стружки, в диффузионный сок переходит часть несаха-
95 % аминного и аммиачного азота, около 80 % общего
92 % калия и натрия; из разорванных клеток вымыва-
30 % белка от общей массы его в стружке. Но некоторое
во несахаров в процессе экстракции удерживается в кле-
точках. В этом и состоит преимущество экстракционно-
са обессахаривания свекловичной стружки перед при-
мой ранее прессовым способом, когда свеклу истирали
и из нее отжимали сок.

ктивность очистки с помощью диффузии *Эф* (%), харак-
ая снижением концентрации несахаров в диффузионном
по отношению к их концентрации в свекловичном соке,
ставляет 8...12 % и вычисляется по чистоте свеклович-
и диффузионного $Ч_2$ соков:

$$Эф = 100[1 - \frac{(100 - Ч_2)Ч_1}{(100 - Ч_1)Ч_2}]. \qquad (28)$$

но величина этой эффективности колеблется в интерва-
2 %.

ПОЛУЧЕНИЕ ДИФФУЗИОННОГО СОКА

ЛУЧЕНИЕ ДИФФУЗИОННОГО СОКА В КОЛОННОЙ ДИФФУЗИОННОЙ УСТАНОВКЕ

отечественных сахарных заводах процесс извлечения саха-
из свекловичной стружки осуществляют в непрерывнодей-
щих автоматизированных диффузионных установках боль-
ничной мощности, преимущественно в колонных (вер-
ных) аппаратах (КДА) с выносным ошпаривателем и
ных двухшнековых типа ДДС и ПДС. За рубежом рас-
ены горизонтальные ротационные диффузионные уста-
типа РДА.

ка обессахаривания свекловичной стружки в колонной
ионной установке (рис. 39) состоит из колонного диффу-

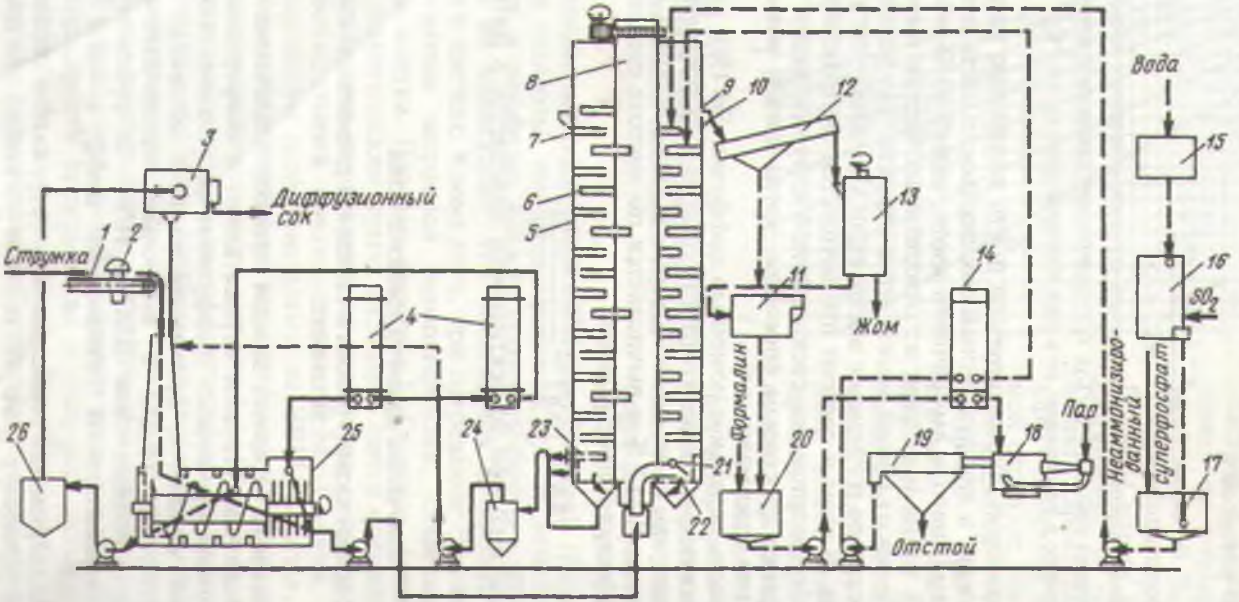


Рис. 39. Схема получения диффузионного сока в колонной диффузионной установке

аппарата, наклонного ошпаривателя, жомовых прессов, для очистки жомопрессовой воды и подготовки свежей воды, теплообменников и насосов, связанных

Свежая стружка по транспортеру *1*, оборудованному автоматическими ленточными весами *2*, поступает в ошпариватель, где она нагревается и смешивается сначала с поперечным, а затем с циркулирующим потоками диффузионного сока. Из ошпаривателя сокостружечная смесь температурой 72...75 °С центробежным насосом в колонну *5* через распределитель *21*.

Распределитель сокостружечной смеси *21* на выходе снабжен обратным клапаном, свободно сидящим на оси. Под давлением смеси клапан удерживается в открытом состоянии. При остановке насоса клапан закрывается и препятствует обратному движению сокостружечной смеси. Распределитель *21* вращается вместе с трубовалом *8* и равномерно распределяет стружку на поверхности фильтрующего сита *22*. С неподвижной трубой, по которой сокостружечная смесь подается снизу в аппарат, он соединен через сальниковое устройство. На трубовале закреплены скребковые башмаки — ситоочистители, которые при скольжении по фильтрующему ситу *22* поднимают лежащую на нем стружку и одновременно очищают сито. За распределителем на трубовале образуется свободное пространство, куда и поступает свежая стружка. Благодаря совместной работе распределителя *21*, лопастей *6*, закрепленных на валу *8*, и неподвижных лопастей *7* свежая стружка перемещается снизу вверх навстречу потоку сока.

Диффузионный сок из колонны *5*, пройдя через горизонтальное фильтрующее сито *22*, дополнительный ситовой пояс и неподвижные ситчатые контрлопасти *23*, поступает в песколовушку *26*, после чего его разделяют на два потока. Первый (250...300 % к массе переработанной свеклы), называемый *циркулирующим*, нагревается в теплообменнике *4* до температуры 78...80 °С и подается в мешалку ошпаривателя *25* для ошпаривания свекловичной стружки, перемешивания и подготовки сокостружечной смеси. Второй поток, равный отбору диффузионного сока и называемый *поперечным*, также нагревается до 78...80 °С в теплообменнике *4* и направляется в теплообменную часть ошпаривателя для нагревания стружки до температуры денатурации белков. Часть сока поперечного потока без нагревания вводят в шахту для гашения пены. В холодное время года эту часть сока также нагревают в теплообменнике *4*.

Диффузионный сок температурой 45...50 °С в количестве 120 % к массе переработанной свеклы отбирается через торцовое сито ошпаривателя, освобождается в гидроциклонной песколовушке *26* от песка и направляется в мезголовушку *3*. Улов-

ленная мезга возвращается в шахту ошпаривателя, а сок пост
ет в сокоочистительное отделение на очистку.

Обессахаренная стружка (жом) с содержанием 7...8 % с
веществ кольцевым скребковым транспортером *10* выгруж
через окна *9* в шнековый водоотделитель *12*, а оттуда в
тикальный жомоотжимной пресс *13*. Вода, отделенная от
в водоотделителе и прессах, проходит через мезголовушку
с прессом и попадает в сборник *20*. Из последнего вода
качивается через трубчатый теплообменник *14* и пароструй
подогреватель *18*, где нагревается до 85...90 °С для коагул
веществ коллоидной дисперсности и ВМС. Затем в отстой
19 в течение 10...15 мин освобождается от взвесей и под
в диффузионный аппарат через теплообменник *14*, где ох
дается до 70...75 °С потоком холодной воды из отстойника
Осадок из отстойника *19* смешивается с сырым жомом
прессами *13*.

Свежая питающая вода температурой 68...70 °С из сборн
15 подается в сульфитатор *16*, где обрабатывается диокс
серы до pH 5,5...6,0 и направляется в диффузионный аппарат

Для подавления жизнедеятельности микроорганизмов и у
шения очистки питающей воды в отстойник *20* не реже
раз в сме́ну добавляют формалин в количестве 0,01 %,
сборник *17* — двойной неаммонизированный суперфосфат в
личестве 0,03...0,05 % к массе свеклы. На всем пути очи
и возврата температура жомопрессовой воды должна быть
ниже 70 °С.

В вертикальном диффузионном аппарате процесс диффу
особенно интенсивно протекает в средней зоне, где струж
равномерно распределена в жидкости. На концевых уча
из-за уменьшения проницаемости слоя стружки экстракция
хуже. Это объясняется тем, что в нижней части колонны
стружка уплотнена, а в верхней части значительно измельчена
склонна к слипанию с образованием пробок, внутрь кото
экстрагирующая жидкость не проникает, в связи с чем увели
вается удельная нагрузка и ухудшаются гидродинамические у
вия омывания стружки экстрагентом.

Продолжительность диффузии сахарозы из стружки опред
ется производительностью аппарата и его удельной нагруз
которая зависит от частоты вращения трубовала, температуры
качества свекловичной стружки: чем выше частота враще
трубовала и ниже температура сокостружечной смеси, тем мен
ше нагрузка. При малой удельной нагрузке (~0,5 т/м^3) струж
свободно витает в соке и часть ее увлекается потоком в ниж
слои, т. е. происходит рециркуляция стружки в соке. С ухудш
нием качества стружки или увеличением ее длины в 100 р
грузка возрастает. Оптимальная удельная нагрузка колонных
паратов составляет 0,7...0,72 т/м^3.

ошпаривателя ОС устанавливают под углом 5° против стружки, что обеспечивает почти постоянную степень

соотношение потоков сока, например в мешатель- ошпаривателя (250...300 %), теплообменной (120... и отбор диффузионного сока (120...125 %) регулируются с помощью индукционных или щелевых расходо- Иногда для этого используют диафрагмы.

К недостаткам КДА относят повышенное измельчение струж- отсутствие возможности промежуточного подогрева сока в Рециркуляция сока, расходуемого на ошпаривание и нирование свежей стружки, обусловливает снижение его чивости. Эти установки отличаются также высокой стью.

Колонные диффузионные аппараты чувствительны к качеству стружки: при увеличении брака в стружке до 10 % ее сито забивается и отбор диффузионного сока ется. Поэтому качество стружки, подаваемой в аппа- рекомендуется контролировать по шведскому фактору. При стружки со шведским фактором 8...12 диффузи- аппарат работает устойчиво. Причина затрудненного от- диффузионного сока из колонны — прилипание стружки к и прессовывание ее в отверстиях сита, что обусловлено нием оптимального соотношения твердой и жидкой фаз в стружечной смеси над ситом и разрывом потока отводимого За проницаемостью сита следят по перепаду давления сока над ситом. Если перепад давления достигает 0,01 МПа, то принимают меры к его уменьшению. Для устранения этого недо- необходимо установить на всасывающей трубе насоса, отводящего сок из колонны, гидрозатвор так, чтобы верхняя его располагалась на 1...1,5 м выше горизонтального сита. верхней точки гидрозатвора в загрузочный бункер ошпарива- выводят воздушную оттяжку.

Колонные диффузионные аппараты работают значительно если сок из колонны отбирают через горизонтальное ситовой пояс и ситчатые контрлопасти раздельно и раз- подают в ошпариватель.

Для промежуточного нагревания сокостружечной смеси в ко- аппарате на двух-трех нижних царгах колонны снаружи устанавливают паровую рубашку или часть диффузионного сока из колонны, нагревают в выносном теплообменнике до °С и возвращают во второй или третий ряд (начиная контрлан диффузионного аппарата. В неподвижных для ввода сока просверливают отверстия диаметром При проведении таких мероприятий удается поддержи- температуру активной зоны диффузии не ниже 70 °С и снижать неучтенные потери сахара.

На температурный режим работы колонной диффузионной установки значительно влияет температура свекловичной стружки, подаваемой в ошпариватель. При переработке охлажденной стружки приходится увеличивать отбор из колонны диффузионного сока, возвращаемого в ошпариватель. Но пропускная способность фильтрационных сит ошпаривателя ограничена, и при температуре свекловичной стружки ниже 5 °С нормальный режим работы КДА невозможно. Чтобы стабилизировать тепловой режим работы ошпаривателя и колонны, предварительно рекомендует нагреть корнеплоды свеклы до 20...25 °С в ванне ополаскивателя или в другой емкости барометрической водой температурой 45...50 °С. Температуру холодной стружки можно повысить до 25...30 °С при продувании ножей свеклорезок паром.

При переработке спелой здоровой свеклы в колонной диффузионной установке рекомендуется придерживаться следующего режима работы:

Свекловичная стружка:	
длина 100 г, м	10...13
содержание мезги и брака, %, не более	3
Отбор диффузионного сока, % к массе свеклы	120...125
Температура, °С:	
диффузионного сока, подаваемого в ошпариватель	78...80
жомопрессовой воды, возвращаемой в колонну	70...75
свежей сульфитированной воды	65...70
Средняя температура сокостружечной смеси по высоте колонны, °С:	
в нижней части	74...75
в средней части	73
в верхней части	68...70
Длительность активной диффузии, мин	75...80
Длительность ошпаривания стружки, мин	13...19
Удельная нагрузка рабочего объема стружкой, т/м^3:	
диффузионного аппарата	0,7
ошпаривателя	0,72

Температурный режим в колонной диффузионной установке регулируют количеством и температурой циркулирующего сока, температурой сока из колонны, сульфитированной и жомопрессовой водой. Равномерный отбор диффузионного сока дает возможность сохранять неизменную скорость потоков и стабильную разность концентраций сахарозы в диффузионном соке и обессахаренной стружке.

Свекловичная стружка в ошпариватель должна подаваться непрерывно, что обеспечивает ритмичность работы диффузионной установки. Если стружка не поступила в колонну в течение 10 мин, колонну и ошпариватель отключают.

ПОЛУЧЕНИЕ ДИФФУЗИОННОГО СОКА В НАКЛОННОЙ ДВУХШНЕКОВОЙ ДИФФУЗИОННОЙ УСТАНОВКЕ

На сахарных заводах используют два типа наклонных шнековых диффузионных аппаратов: ПДС и ДДС. На рис. 40 представлена аппаратурно-технологическая схема получения диффузионного сока с использованием наклонного шнекового диффузионного аппарата типа ПДС, например А1-ПД2-С30. По этой схеме свекловичная стружка поступает из свеклорезок в загрузочный бункер диффузионного аппарата *11* ленточным транспортером *10*, оборудованным автоматическими ленточными весами *9*. В диффузионный аппарат *5* через сборник *4* поступает очищенная горячая вода, а из сборника *3* — сульфитированные аммиачные конденсаты. Жом отводится из диффузионного аппарата ленточным транспортером *1*.

Диффузионный сок отбирается из нижней части аппарата и через сокомер *15* подается в мезголовушку *13*, где он освобождается от мезги и через сборник *14* направляется на очистку. Уловленная мезга возвращается в диффузионный аппарат в точке, расположенной на 3 м выше ситовой камеры

Корпус аппарата, изготовленный из биметаллического листа (внутренняя сторона листа — из коррозиестойкого металла), установлен на фундамент под углом 10°30′. Аппарат условно разделен на шесть рабочих секций (нумерация начинается от стороны выгрузки жома). Рабочие секции снабжены паровыми рубашками *8*, разделенными на четыре зоны нагревания. Первую зону нагревания образует камера VI секции, вторую —

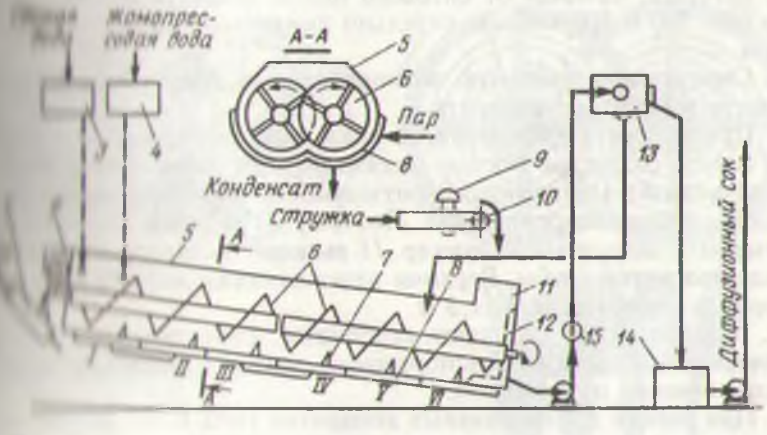


Схема получения диффузионного сока в наклонном шнековом диффузионном аппарате типа ПДС

камера V секции, третью — камеры IV и III секций, соедин
ные последовательно, четвертую — камеры II и I секций,
соединенные последовательно. Эти камеры служат для
вания сокостружечной смеси непосредственно в
Стружку предварительно не ошпаривают. Для обогрева
зуется вторичный насыщенный пар из выпарной установ
избыточным давлением 0,03...0,07 МПа. Конденсат отво
через конденсатоотводчики в сборник конденсата, некон
рующиеся газы — в вакуум-конденсационную установку
атмосферу.

Внутри аппарата от нижнего и верхнего приводов
вращаются два продольных шнека *6*, перемещающих
нижнего конца аппарата (головная часть) к выгрузочному
ройству *2* на верхнем конце аппарата (хвостовая часть).
мальная частота вращения шнеков 0,93 $мин^{-1}$.

От рассогласованности вращения шнековых валов,
вызывается неквалифицированным регулированием и
ванием, на аппарате кроме токовой защиты от сдвига
валов устанавливают блокирующие устройства, которые
чивают немедленную остановку электроприводов при
начальном расхождении шнековых валов.

Для улучшения перемешивания и транспортирования
по поперечному сечению корпуса устанавливают
контрлапы *7*, в которые подведен насыщенный пар.
установки контрлап разрыв между лопастями шнеков
160 мм.

Для устранения испарений и разливов из аппарата на
люки устанавливают люки меньшего размера (500 × 500 мм),
та которых, начиная от ситового пояса, поднята
на 600, 500 и 300 мм относительно линии наклона корпуса
рата.

Свежую и очищенную жомопрессовую воду обычно
вместе в I секцию аппарата.

При отборе диффузионного сока насосом из ситовой
12 в ней создается вакуум (особенно при забивании
сита мезгой), нарушающий ритмичность работы и
еще большее засорение сита. Поэтому из верхней точки
камеры в загрузочный бункер *11* выводят воздушную
виде изогнутой трубы. Верхняя точка оттяжки должна
корпуса аппарата на 1...1,5 м.

Торцовое сито очищают скребками, собранными из
пласта или пластин транспортерной ленты и закрепленными
валах шнеков перед ситом.

При работе диффузионных аппаратов типа ПДС
ся придерживаться следующего режима работы:

стружка	
, м	13...15
мезги и брака, %, не более	3
диффузионного сока, % к массе свеклы	120
дефекованной воды	65...68
сокового воды	70...75
ружной смеси по длине аппарата (от ситовой камеры):	
	60...65
	72...74
	72...74
	70...72
диффузионного сока на выходе из аппарата	30...35
активной диффузии, мин	60...65
рабочего объема аппарата	0,6

При отборе диффузионного сока (120...125 %) и сохранении технологического режима работы средние потери сахарозы в жоме в аппаратах типа ПДС не превышают 0,4 % к массе свеклы.

Диффузионные аппараты типа ДДС отличаются от аппаратов типа ПДС конструкцией транспортирующих шнеков (рис. 41), отверстиями для удаления жома и углом наклона корпуса, составляющим 8,8°. Условия транспортирования стружки в аппаратах ДДС лучше, чем в ПДС, поэтому в них перерабатывается более короткая стружка (9...12 м в 100 г) и увеличивается продолжительность активной диффузии.

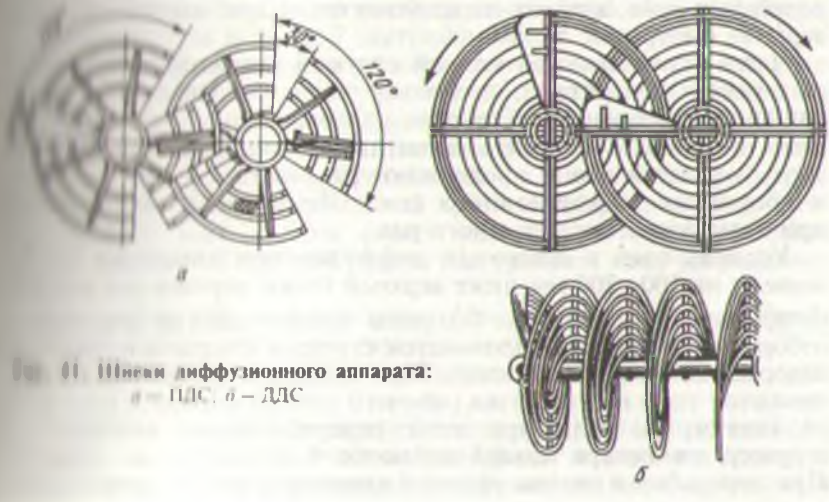


Рис. 41. Шнеки диффузионного аппарата:
а – ПДС; *б* – ДДС

При нормальной загрузке наклонного шнекового диффу
ного аппарата придерживаются такого уровня заполнения
сокостружечной смесью, чтобы на поверхности был виден
отдаленный от ситовой камеры виток шнека. Высота запол
у верхнего конца аппаратов ПДС регулируется изменением
тоты вращения выгрузочных шнеков для жома, а у аппар
ДДС — поворотом распределителя свежей сульфитиро
воды. Если поток свежей воды направлен к выгрузочному
ройству, то производительность его уменьшается, а удельная
грузка аппарата увеличивается и, наоборот, когда поток
направлен в сторону от выгрузочного устройства, то произ
тельность аппарата увеличивается, а загрузка уменьшается.

Слишком большая и слишком малая удельная нагрузка
клонных шнековых диффузионных аппаратов приводит к на
шениям процесса обессахаривания, поэтому скорость враще
шнеков необходимо регулировать в соответствии с требуе
производительностью аппарата, в противном случае ни
часть аппарата будет неправильно заполнена.

Частоту вращения шнеков в зависимости от производите
ности аппарата и технологических параметров регулируют в
делах 0,3...0,93 мин$^{-1}$. Оптимальная частота вращения
0,7 мин$^{-1}$. Увеличивать частоту вращения шнеков не рекоменд
ется, так как нарушается равномерное движение стружки
экстрагента в аппарате. Крупная стружка транспортируется
ками с большей скоростью, чем мелкая, и плохо обессахари
ся, мелкая же стружка может скапливаться у торцового
Увлекаемая свежей крупной стружкой, она уплотняется на
ках шнеков, в углах хвостовой части корпуса и образует
называемые пробки, которые затрудняют прохождение сока
результате чего аппарат переполняется и сок выливается
верхние смотровые люки.

Часть спрессованной мелкой стружки удерживается в отде
ных местах аппарата по нескольку часов, создавая очаги ра
тия микроорганизмов. Несмотря на повышенный расход фор
лина, полностью подавить развитие микроорганизмов в диф
зоре не удается и они продолжают развиваться в мезголовуш
и сборниках диффузионного сока. Неучтенные потери са
при этом возрастают во много раз.

Уровень сока в шнековых диффузионных аппаратах подде
живают на 100...200 мм ниже верхней точки первого (от лобов
сита) витка шнека. При бо́льшем уровне сока и нормальном
отборе его нарушается противоток стружки и воды и повышается
содержание сахарозы в жоме. При меньшем уровне сока увели
чиваются удельная нагрузка рабочего объема аппарата и нагруз
на шнеки, но если при этом перерабатывают качественную
стружку, то потери сахара остаются в оптимальных пределах.
При переработке свеклы низкого качества в связи с уплотнением

...ной смеси ухудшаются циркуляция сока и условия ...ровании стружки.

...при повышенном уровне сока в аппарате сокостружеч... у торцового сита разжижается, в результате чего сито ...ивается и прохождение сока через него затрудняется.

...важно, чтобы во время работы шнеков не прекраща... воды в диффузионный аппарат. Недопустим также ... стружки, так как при этом она теряет упругость и ...тся условия ее транспортирования, становится возмож... образование местных скоплений (пробок).

...уменьшении или кратковременном прекращении подачи ... в диффузионный аппарат снижают частоту вращения ... и уменьшают подачу свежей воды, обеспечивая при этом ...ное заполнение аппарата сокостружечной смесью. При ...ких остановках диффузионного аппарата продолжи... до 1 ч подачу стружки, воды, греющего пара прекра... и часть сока откачивают в сборник. При более длительных ...ках часть стружки выгружают в жом.

...достаткам наклонных шнековых диффузионных аппара... отнести слабый прогрев стружки в головной части, ...новной подвод теплоты (на 75...80 %) осуществляется за ...ждения горячего диффузионного сока, поступающего ...током, и только 25...20 % теплоты поступает из паровых ... Поэтому при переработке охлажденной и подмороженной ... в диффузионном аппарате не удается поддерживать опти... температуру только обогревом через паровые камеры. В ... на некоторых заводах часть диффузионного сока, ...мого через торцовое сито, нагревают до 85...90 °С в вы... теплообменнике и возвращают в конец VI секции (при... на 4,4 м от лобового сита), достигая тем самым необходи... температуры активной экстракции.

...ество возвращаемого сока устанавливают с учетом как ...меньшего перепада уровней сока в ситовой камере и в ... точке измерения уровня сока в аппарате (350 мм от ... В нормальных условиях оптимальный уровень сока в пер... измерения, а соответственно и в ситовой камере дол... быть на 200 м ниже верхней кромки торца шнеков (с коле... 1100 мм). Высота столба стружки в приемной шахте ... должна быть на 1...1,2 м над уровнем сока (определяет... опытно).

...поддержании в аппарате оптимального температурного ... активное время экстракции должно составлять 83...85 % ... продолжительности пребывания стружки в аппарате ... мин).

...ование пробок в средней части диффузионного аппарата ...вращают равномерной подачей воды и стружки одинако... размера. Для этого каждый диффузионный аппарат должен

быть снабжен двумя работающими свеклорезками, производительность одной из них (с набором хорошо заточенных ножей) регулируется автоматически, обеспечивая ритмичность подачи стружки в аппарат. Практикуемая на заводах подача в аппарат крупной стружки для ликвидации пробок неэкономична, так как приводит к повышенным потерям сахарозы.

Иногда, в критической ситуации, в аппарат через люки подают крупно рубленную солому зерновых культур.

Один из наиболее существенных недостатков работы наклонных шнековых диффузионных аппаратов — неравномерный прогрев стружки по поперечному сечению аппарата (рис. 42). Особенно это характерно для аппаратов большой производственной мощности. Наивысшая температура сокостружечной смеси (74 °С) наблюдается у стенки аппарата, где велико влияние паровой камеры, наименьшая температура (63 °С) — в точке, наиболее удаленной от паровой камеры. В этой зоне вследствие встречного движения шнеков стружка плохо смывается соком. Повышенная температура у трубовалов шнеков (70 °С) объясняется наличием застойной зоны.

Таким образом, даже при соблюдении оптимального температурного режима (по показаниям датчиков, устанавливаемых у стенок аппарата) действительная температура сокостружечной смеси в некоторых зонах аппарата ниже оптимальной и они могут быть очагами размножения термофильных микроорганизмов. В пристенных зонах стружка перегревается, теряет упругость и служит источником образования пробок.

При переработке охлажденной, подмерзшей свеклы в зимнее время трудно поддерживать необходимую температуру в активной зоне диффузии. В этих случаях значительная часть длины аппарата используется на нагревание стружки до температуры денатурации белка, а не на экстракцию. Для ликвидации этого недостатка можно предварительно ошпаривание стружки острым паром до температуры 66...68 °С в выносном аппарате (рис. 43).

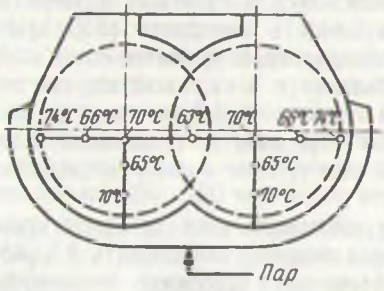


Рис. 42. Значения температур (°С) по сечению наклонного шнекового диффузионного аппарата ДДС-30 на расстоянии 4,4 м от ситовой камеры

Свежая стружка из загрузочного бункера поступает через шлюзовой затвор в верхнюю секцию *1*, где захватывается лопастями мешалки, нагревается при вращении паром, выходящим из паровой камеры через сито *3*, проваливается через секторные просеки

затем нижнюю секции, продолжает нагре- Ошпаренную стружку вы- через нижний сектор- и шлюзовой затвор в ный бункер диффузион- парата.

нагревании стружки в ошпаривателя происхо- натурация протоплазмы очных клеток, что суще- снижает гидролиз белка его в сок. Быстрый на- стружки до температуры ак- диффузии способствует повышению жизнедеятель- микроорганизмов и более обессахариванию струж- нарушение сахарозы в жоме , а концентрация сухих и сахарозы в диффузи- несколько повышает- равнению с типовым ва-

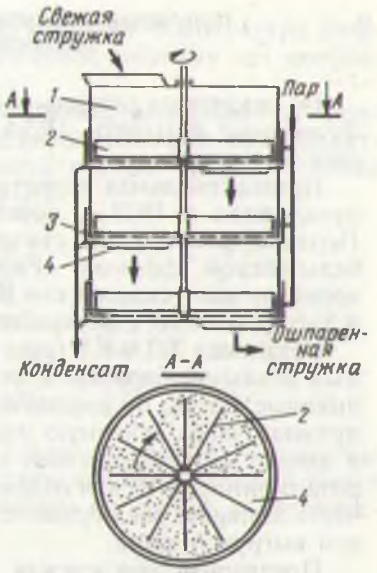


Рис. 43. Схема ошпаривания свекловичной стружки

в качестве примера значения температуры сокостружечной смеси по в диффузионном аппарате А1-ПДС-20, который работал предварительным ошпариванием стружки и без ошпаривания

Таблица 7

Продукт	Температура продукта (°С) в диффузионном аппарате, работающем	
	с предварительным ошпариванием стружки	без предварительного ошпаривания стружки
поступающая в диффузионный аппарат	68	8
ошпаренный сок	68	30
стружечная смесь в начала нагревания ее от сито- ленты)		
	72	64
	72	70
	72	72
	72	68
ошпаренная стружка	65	65
горячая вода	74	74
питательная вода	64	64

ПОЛУЧЕНИЕ ДИФФУЗИОННОГО СОКА В РОТАЦИОННОЙ ДИФФУЗИОННОЙ УСТАНОВКЕ

На некоторых сахарных заводах используют ротационные ... фузионные аппараты (РДА), перерабатывающие 1,5...2,5 ... свеклы в сутки.

Принципиальная конструкция такого аппарата впервые ... предложена в 1928 г. советским инженером Л. М. Маш... Позднее транспортная система аппарата была усовершенство... бельгийской фирмой «Рафинери Тирлемон», и в наст... время он выпускается как RT-5 производственной мощно... 4,5; 6; 9; 12 тыс. т переработки свеклы в сутки.

Установка РДА-RT (рис. 44) представляет собой горизонт... ный стальной барабан *4*, опирающийся бандажами *2* на ... ликовые опоры и вращающийся вокруг горизонтальной ос... привода через венечную шестерню *3*. В головной части бар... *4* входит в неподвижный кожух *1*, внутри которого вра... ротационное сито для отделения диффузионного сока. Хво... часть аппарата заканчивается неподвижным бункером со ш... для выгрузки жома.

Предварительно свежая стружка ошпаривается в ... ошпаривателе, поступает в головную часть аппарата на ро... онное сито, снабженное ковшами, и омывается горячим со... Диффузионный сок фильтруется через ротационное сито и ... правляется на очистку, а стружка ковшами подается в се... аппарата. С помощью транспортного устройства, состоящего ... витков ситчатого шнека и наклонных полок, образующих 10 ... 41 секцию, стружка перемещается в хвостовую часть аппа... экстрагенту (горячей воде), обессахаривается и выгружается ... бункер для жома *5*.

Коэффициент заполнения ротационного аппарата сокос... превышает 0,4, что при свободном доступе воздуха способст... коррозии внутренних поверхностей. Поэтому в настоящее вре... корпус и транспортную систему изготовляют из коррозиестойки... материалов.

При вращении аппарата стружка по наклонным полкам пер... ходит из секции в секцию ... смеси с соком, что предохр... няет ее от истирания и ... этом исключается реци... ция сока и стружки. Прод... жительность активного экст... гирования сахарозы состав... примерно 70 мин, температу... сокостружечной смеси в ... парате поддерживают на уро... не 74...76 °С, не опасаясь ...

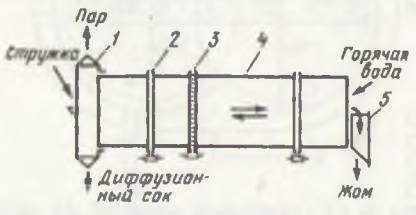


Рис. 44. Схема получения диффузионного сока в ротационной диффузионной установке РДА-RT

растворения протопектина. Высокая температура диф-
беспечивает стерильность процесса, поэтому нет необхо-
вводить формалин.

ительно диаметр и длина барабана ротационного аппа-
нормированы, поэтому, обладая одинаковой производст-
мощностью, они могут иметь разные размеры. Ниже
ена характеристика аппаратов RT.

ительная мощность,	3	4,5	6	9	12
барабана, м	4,7	5,4	6	6,8	7,6
барабана, м	35,4	40,4	43,5	51,3	61,5
ная секции струж-	4,3	6,5	8,6	13	—
привода, кВт	69	120	175	300	—

приведены примерные технологические параметры
ной установки производственной мощностью 9 тыс. т
ки свеклы в сутки, работавшей на свекле сахаристос-
%.

ужки, м	15...16
ельность пребывания в ап- ии	
	72
	36
ра стружечной смеси по ине аппарата, °С	74...76
в аппарате	5,9...6,4
, % к массе свеклы	114
ура воды, °С	
	65
ционной	85
диффузионного сока, %	89,5

диффузионных установок непрерывного действия, осна-
устройствами для возврата жомопрессовой воды, при
ании жома до 18...20 % СВ приняты следующие нормы
сахарозы (табл. 8).

Таблица 8

	Нормы потерь сахарозы, % к массе переработанной свеклы						
	Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь	Февраль	Март
	0,33	0,27	0,28	0,32	0,45	0,37	0,45
	0,10	0,13	0,16	0,20	0,24	0,29	0,32
	0,11	0,15	0,19	0,23	0,29	0,33	0,38

ВЛИЯНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ФАКТОРОВ НА ПРОЦЕСС ДИФФУЗИИ

Качество свекловичной стружки. На процесс экстракции … зывают влияние толщина, геометрические формы, физи… состояние, равномерность массы свекловичной стружки и … чество брака. На сахарных заводах в настоящее время не … мятся получать желобчатую или пластинчатую стружку. В … рывнодействующих диффузионных аппаратах более прим… стружка квадратной и ромбической формы. В зависимости … конструкции аппарата и режима его работы выбирают оптим… ные размеры стружки.

Размер стружки характеризует пористость среды, склонн… ее к образованию агрегатов. Между размером стружки и инт… сивностью массоотдачи от поверхности к экстракционной … кости существует прямая пропорциональная зависимость. … пример, при увеличении эквивалентного радиуса $R_{экв}$[1] стружк… 2 раза коэффициент массоотдачи возрастает в 1,5 раза, особе… интенсивно это наблюдается при $R_{экв} = (1{,}5...1{,}7) \cdot 10^{-3}$ м (… 100 г стружки 11...14 м).

На пористость стружечной массы значительно влияет ее бо… Заполняя пустоты в слое, мелкие частицы стружки увеличив… сопротивление экстрагенту и экстракция протекает неравном… но, так как сок преимущественно проходит в местах с мень… сопротивлением. Проницаемость стружки можно оценивать … шведскому фактору $Ф$.

На рис. 45 показано влияние качества стружки, выражен… через $Ф$, на проницаемость ее слоя $Пр$. При факторе струж… $Ф = 16$ проницаемость слоя достигает предельного уровня. … сокой проницаемостью обладает также стружка с $Ф = 8...12$. … перемешивании в аппарате стружка измельчается и шведск… фактор снижается от 8...12 на входе до 1...3 на выходе … аппарата.

Температура процесса. Денатурация белка зависит от темпер… туры. Причем белки проводящей ткани (флоэмы) корнеп… свеклы более устойчивы при денатурации, чем белки паренхи… ной ткани. Например, при 70 °С полная денатурация белк… паренхимной ткани заканчивается через 12 мин, а флоэм… только через 26 мин. Ускорять процесс увеличением температ… ры до 80 °С и выше нельзя, так как при этом будет рез… увеличиваться гидролиз протопектина, в результате чего прои… ходит набухание полисахаридов оболочки клеток, снижающее … проницаемость. Перегретая стружка теряет упругость, приобрет… ет способность к слипанию.

---

[1] *Эквивалентный радиус стружки* — отношение площади поперечного … стружки к ее периметру.

ок можно быстрее
ажу в ошпариватe-
иффузионной уста-
ативной температу-
нии белков (70...
и этом стружка и
уются, а скоагули-
елки фиксируются
стенках и меньше
сок. В общем про-
ачивается доля ак-
грации.

арование свекло-
ружки в диффузион-
ате начинается еще
но разрушения мем-
ране. При изрезыва-
плодов свеклы в
происходит механи-
ре ение клеточных
мембран. Процент поврежденных клеток зависит от
стружки, качества заточки свеклорезных ножей, струк-
ловичной ткани и других факторов. Например, при
ании тупых ножей и переработке волокнистой свеклы
ит не изрезывание корнеплодов, а смятие их тканей,
ного слоя по отношению к другому. Под давлением
кромки тупых ножей клетки сминаются, в результате
ся их оболочка. Чем тоньше стружка, тем больше меха-
рвреждых клеток в ее массе.

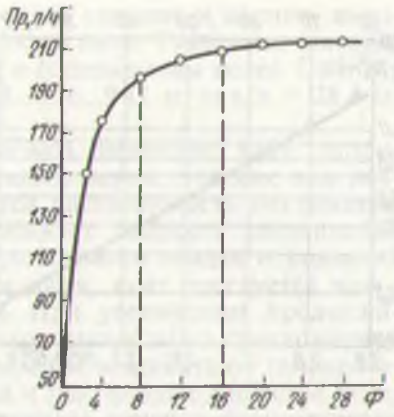


Рис. 45. Влияние фактора стружки (*Ф*) на проницаемость ее слоя (*Пр*)

1 г. На обессахаривание взяли свекловичную стружку, длина 100 г при 12 °С составляла 15 м. За первые 5 мин из стружки была извлечена При дальнейшем контакте стружки с водой сахароза не экстрагиро- свидетельствует о наличии в стружке 1/3 механически поврежденных

46 показано влияние температуры на коэффициент сахарозы в тканях здоровой свеклы, откуда видно, что ением температуры коэффициент диффузии увеличива- коэффициент диффузии сахарозы в тканях свеклы вли- только температура, но и размер свекловичной стружки, процесса, что связано с изменением структуры клеток. Эти параметры обобщены в уравнении

$$D = (1{,}89 \cdot 10^{-8} R_{экв}^{2}\, t^{2{,}9})/\tau^{0{,}54}, \qquad (29)$$

коэффициент диффузии сахарозы, м^2/с; $R_{экв}$ — эквивалентный радиус температура активной диффузии, °С; τ — продолжительность про-

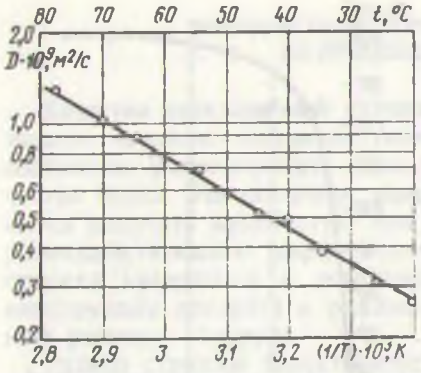


Рис. 46. Зависимость коэффициента диффузии сахарозы (*D*) от температуры в тканях сахарной свеклы

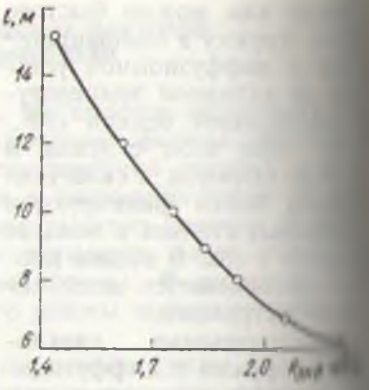


Рис. 47. Зависимость эквивалентного радиуса стружки от ее длины 100 г

На сахарных заводах эквивалентный радиус стружки обычно не определяют, поэтому на рис. 47 дана графическая зависимость $R_{экв}$ от длины 100 г стружки *l* (м).

Величина коэффициента диффузии сахарозы зависит от состояния тканей сахарной свеклы. Например, в недоспелой свекле, выкопанной в начале сентября, коэффициент сахарозы на 15...20 % ниже, чем в спелой свежеубранной свекле, а в замороженной (однократно до минус 15 °С) и оттаявшей свекле, наоборот, на 15...20 % выше.

В тканях денатурированной стружки коэффициент диффузии сахарозы на 25...40 % ниже, чем в чистой воде, так как структура клеточных оболочек затрудняет экстракцию. Коэффициент диффузии сахарозы снижается и при увеличении концентрации веществ коллоидной дисперсности в диффузионном соке, особенно в конце производства.

Следовательно, для получения диффузионного сока с хорошими технологическими качествами необходимо быстро нагреть стружку до температуры денатурации белков и поддерживать температуру активной экстракции в интервале 72...75 °С. Примерный температурный режим обессахаривания свекловичной стружки в наклонном шнековом диффузионном аппарате приведен на рис. 48.

Качество питающей воды. Для обессахаривания стружки применяют подкисленную чистую горячую воду, не содержащую веществ коллоидной дисперсности и соединений, не удаляемых при очистке сока известью. На диффузионный процесс отрицательно влияет высокая жесткость воды, которая характеризуется

...ением в ней растворенных солей кальция и магния, выра-
...в миллиграмм-эквивалентах на литр. Различают мягкую,
...ую жесткую и жесткую воду с содержанием солей Ca и Mg
...ственно (мг-экв/л): 1,5...3; 3...6; 6...9 (1 мг-экв/л = 28,4 мг
...л воды).

...экстракции нельзя использовать щелочную воду, напри-
...ленные конденсаты, без подкисления, так как под дей-
...щелочной среды повышается растворимость пектиновых
...сахарной свеклы, что снижает скорость отстаивания
...личиваются объем фильтрационного осадка и концент-
...ность коллоидной дисперсности, хуже прессуется жом.

...ительность экстракции. При увеличении продолжи-
...ти процесса экстракции выход сахарозы из свекловичной
...возрастает. Но при длительном воздействии температу-
...ные стенки размягчаются и пектиновые вещества пере-
...в сок. Длительное обессахаривание стружки экономически
...обрано еще и потому, что в последней четверти диффу-
...аппарата (в хвостовой части) концентрация сахарозы в
...снижается до 1,5...2 %, а температура — до 60...65 °С. На
...ке резко возрастают удельный расход воды на экстра-
...ию и неучтенные потери сахарозы в результате интенсив-
...развития микроорганизмов.

...продолжительность пребывания свекловичной стружки в
...ионном аппарате сильно влияет производительность ап-
...При работе с полной загрузкой стружка в аппарате нахо-
...80...90 мин. С уменьшением производительности по срав-
...с номинальной продолжительность пребывания стружки в
...ате увеличивается.

...ная экстракция сахарозы начинается с момента полной
...ации белков в свекло-
...ой стружке и заканчива-
...м выходом обессахарен-
...стружки из экстрактора.
...ительность активной

$$t_a = K' \tau, \qquad (30)$$

...— коэффициент, показываю-
...отношение длины активного
...та (с температурой про-
...ше 60 °С) к общей его длине;
...ительность пребывания
...ной стружки в диффузион-
..., мин.

...ение pH. Сокостружеч-
...смеси в диффузионном ап-
...обладает высокой бу-

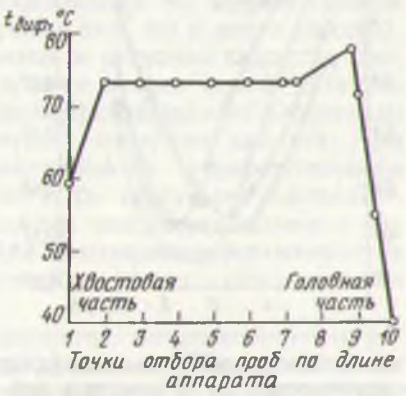


Рис. 48. Примерный температурный режим в наклонном двухшнековом диффузионном аппарате

ферной емкостью, поэтому pH ее мало зависит от pH пита воды. В условиях, близких к стерильным, в активной аппарата самопроизвольно устанавливается pH 5,5...6,1, близко к pH свекловичного сока спелой здоровой свеклы. хвостовой части диффузора pH питающей воды суще влияет на накопление пектиновых и редуцирующих ве диффузионном соке, так как гидролиз протопектина и са катализируется H- и OH-ионами. Это наглядно видно из ных, полученных экспериментально с деминерализова природной водой (рис. 49). Наименьшее образование пектина ПВ (% к массе сока) наблюдается в интерва 5,5...6,5, а редуцирующих веществ РВ (% к массе сока) — тервале pH 6,5...7,5. Изокаталитические точки этих веще совпадают, особенно при использовании природной воды деминерализованной воды можно принять оптимальным вал pH 5,5...6,5, где образование растворимых пектино редуцирующих веществ незначительно. Учитывая, что в нас щее время в качестве экстрагента применяют в основном фитированные аммиачные конденсаты, а не природную метрическую) воду, их нужно подкислять до pH 5,5...6,5, рительно освобождая от аммиака.

Отбор диффузионного сока. Как количество отбир диффузионного сока, необходимое для достижения опред ной степени обессахаривания свекловичной стружки, так и статочное для этого количество свежей воды существенно сят от качества перерабатываемой свеклы, площади поверх стружки, температуры и длительности активной диффузии

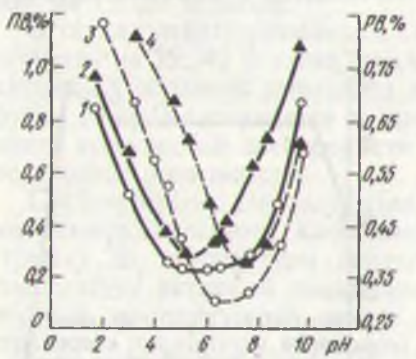


Рис. 49. Содержание пектиновых (*1*, *2*) и редуцирующих (*3*, *4*) веществ в диффузионном соке (% к массе сока) в зависимости от pH воды:

1, *3* — деминерализованной; *2*, *4* — природной

меньшей степени — от са ристости свеклы. С увели нием расхода свежей пита щей воды снижаются поте сахарозы в жоме, но увели вается расход топлива на па паривание избыточной во из диффузионного сока.

Наиболее оптимальным о бором диффузионного сока минимально возможным с держанием сахарозы в жо считают 120...125 %. П таком отборе содержание са харозы в жоме не превыш 0,4 %, а с уменьшением отбо ра сока до 115 % содержани сахарозы в жоме увеличива ся до 0,5...0,55 % к мас свеклы.

отбираемого диффузионного сока на 100 кг свеклы по балансу сахарозы:

Сахароза в стружке = Сахароза в диффузионном соке + Сахароза в жоме + Неучтенные потери сахарозы.

Определить количество диффузионного сока *а* (% к массе свеклы), содержании сахарозы: в стружке 16 %, диффузионном соке 12,5 %, жоме потери сахарозы в процессе диффузии 0,15 % к массе свеклы; жома, выходящего из диффузионного аппарата, 70 % к массе свеклы. уравнению баланса сахарозы

$$16 = a(12{,}5/100) + 70(0{,}3/100) + 0{,}15;\ a = 125{,}1\ \%.$$

диффузионного сока контролируют с помощью проточ- расходомеров и регулируют, изменяя подачу питающей Заданное соотношение воды и свекловичной стружки под- ают автоматически.

микрофлоры. Свекловичная стружка и сок — хорошая среда для развития тех микроорганизмов, которые в обмена веществ потребляют сахар. При соблюдении заданного технологического режима экстракции, в первую оптимальной температуры, когда жизнедеятельность организмов подавлена, неучтенные потери сахарозы в диф- установке не превышают 0,15 % к массе свеклы. технологический режим нарушен или в переработку посту- свекла низкого качества с повышенным содержанием хвос- и обломков, инфицированная грибами и бактериями, жиз- деятельность микроорганизмов интенсифицируется и неучтен- потери сахарозы увеличиваются до 0,3...0,4 %. Повышение этих потерь отрицательно сказывается на эффективности работы не только диффузионной установки, но и всего завода.

Продукты распада сахара (молочная и уксусная кислоты, кра- вещества и др.) остаются в соке в виде солей кальция, и являются сильными мелассообразователями. Основным продуктом распада сахарозы является L-молочная кислота. При высокой инфицированности концентрация ее в диффузионном соке может достигать 600..700 мг/л (в обычных условиях — 100 мг/л). Интенсивность развития микроорганизмов в ос- зависит от температуры. При благоприятной температуре размножаются очень быстро, достигая концентрации 10⁶ клеток в 1 мл сока.

По оптимальной температуре развития микроорганизмы ус- делят на мезофильные и термофильные. Обмен веществ и размножение мезофильных микроорганизмов происходят при температуре 15...45 °С с оптимумом 30...40 °С. Термофильные микроорганизмы активно размножаются в интервале температур с оптимумом 55...60 °С. При температурах выше 70 °С

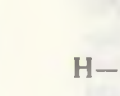
жизнедеятельность микроорганизмов подавляется. В диффу
ном соке найдены Leuconostok mesenteroides, Bacterium coli,
cillus mesentericus, Bacillus subtilis, Bacillus stearothermophilus.

Мезофильные микроорганизмы попадают в диффузион
установку с плохо отмытой или поврежденной свеклой и
щей водой. При обмене веществ они, потребляя сахар, обр
органические кислоты и газы (CO_2, CH_4, H_2). Газы со
опасность взрыва в диффузионном аппарате и нарушают
ляцию сокостружечной смеси в результате образования
пузырьков. Наиболее опасно инфицирование диффузионной
тановки микроорганизмами, поступающими с жомопресс
водой, так как они уже адаптированы к условиям экстра
дезинфектанту.

Поддержание оптимальной температуры в диффузионно
парате имеет важное значение для сохранения условий, бли
стерильным, и снижения потерь сахарозы в процессе экстр
При температуре экстракции 67...70 °С еще могут разви
такие микроорганизмы, как Bacillus stearothermophilus, а
72...75 °С развитие аэробных микроорганизмов прекращается.

Степень инфицирования сокостружечной смеси в диффу
ном аппарате оперативно можно определить по изменению pH
пробах сока, отбираемых в 8...10 точках по длине (высоте)
рата (рис. 50). Если диффузионная установка работает в стер
ных условиях, то графическое изменение pH сока в
точках аппарата характеризуется прямой или равномерно
тающей кривой. Наличие одного или нескольких участков,
наблюдается резкое снижение pH, свидетельствует об акти
микроорганизмов.

Поддержание в активной части диффузора температуры
костружечной смеси выше 70 °С не обеспечивает полной
рильности процесса, так как в головной и хвостовой
аппарата температура сокостружечной смеси держится
65 °С. Поэтому для подавления микрофлоры в точку,
ложенную примерно на 1/4 активной длины диффузионно
аппарата от места подачи свежей воды, через каждые
вводят 40%-ный раствор формалина (муравьиного альдег



) в количестве 0,015...0,02 % к массе свеклы.
дозу формалина увеличивают до 25...30 л на 100 т свеклы.
продления действия антисептика и уменьшения его расхода
формалина можно разделить на несколько частей и вводить
одновременно и быстро в различные точки аппарата (эффе
«шоковой дезинфекции»).

Прерывистое введение дезинфицирующего раствора предот

интенсивное развитие
организмов в диффузион-
парате и не дает им при-
ться к определенным ус-

и периодичность ввода
ктанта, его количество
ливают экспериментально
висимости от конкретных ус-

формалина вместе с
ным соком попадает
фекцию и сдерживает
микроорганизмов на этом
чистки сока. Этому спо-
ет и щелочная среда сока

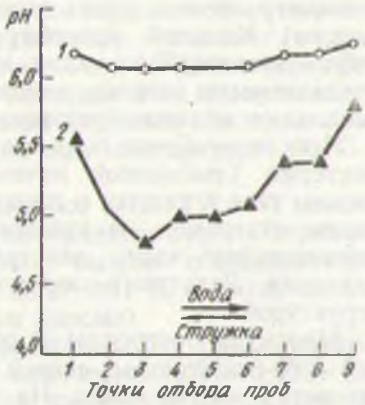


Рис. 50. Изменение pH в процессе диффузии:

1 — после ввода формалина; *2* — перед вводом формалина

ником инфекции может
ания в аппаратах и тру-
, где pH и температу-
, чем в соке; там · на-
ется развитие бактерий и накапливаются споры.

высокой стерильности диффузионных аппаратов pH
от головной части к хвостовой будет не снижаться, а
(например, от 6,3 до 7,2), так как из-за отсутствия
органические кислоты почти не образуются. Такая си-
ительно влияет на условия прессования жома и
гидролиз пектиновых веществ. Поэтому в диффузион-
парате иногда намеренно поддерживают инфицирован-
среды на определенном уровне, создавая слабокислую
путем частичного сбраживания сахаров до молочной кис-
Это положительно сказывается на прессовании жома —
ается воды. Но при создании естественной кислот-
безвозвратно теряется до 0,1 % сахарозы к массе
Более рационально, сохраняя стерильные условия в диф-
аппарате, поддерживать необходимое значение pH,
добавляя на участке, расположенном на расстоянии
длины аппарата от места ввода свежей воды, 5%-ную
кислоту (примерно 100...110 л/ч на 100 т переработки
в сутки, или около 0,015 % к массе свеклы концентриро-
серной кислоты). При очистке сока бо́льшая часть сер-
кислоты в виде сульфатов осаждается известью. Соляную
применять не следует, так как ионы хлора в процессе
сока не удаляются, образуя хлориды — сильные меласс-
образователи.

Положительное действие на процесс экстракции оказывает и
иногда для улучшения прессования жома введение

в сокостружечную смесь хлорида кальция (около 0,05 % к
свеклы). Кальций, адсорбируясь свекловичной стружкой,
собствует десорбции калия, натрия и магния, которые
неудаляемыми ионами хлора, попадая в сок, а затем в
усиливают мелассообразование.

При переработке подмороженной, подгнившей свеклы,
бактерии Leuconostok начинают развиваться на корне
свеклы еще в кагатах и подавить их рост в свеклоперераб
ющем отделении не удается, в диффузионный сок пер
значительная часть декстрана — продукта жизнедеятель
бактерий. Декстран — это полисахарид с сильно развет
структурой.

Молекулы построены из остатков *D*-глюкозы с преобла
$\alpha(1 \rightarrow 6)$-гликозидных связей. Молекулярная масса декстра
стигает 1 млн и более. На поверхности бактериальных
декстран образует слизистый слой, который называют капс
Наличие капсулы у бактерий дает им возможность выдер
температуру 87...88 °С. При температурах до 45 °С бактерии
conostok способны размножаться. Растворяясь в диффузион
соке, декстран сильно увеличивает его вязкость, ухудшает
вия очистки и фильтрационную способность. В соке увели
ется концентрация редуцирующих веществ.

Некоторые микроорганизмы (отдельные виды стрептококка и сенная
Bacillus subtilis), развиваясь в растворах сахарозы, образуют полифру
леваны. Леван, как и декстран, имеет разветвленную структуру молеку
ящей из *D*-фруктофуранозных остатков, соединенных $\beta(2 \rightarrow 6)$-гликоз
связями. Молекулярная масса его приближается к молекулярной масс

При очистке диффузионного сока известью удается
не более половины декстрана и левана, остальное коли
переходит в очищенный сок. Они обладают положительным
рядом, поэтому на карбонате кальция не адсорбируются. Фил
рование соков, содержащих декстран и леван, можно нес
ускорить, если при известково-углекислотной очистке диф
онного сока вместе с известью вводить гипохлорид натри
хлорную известь в количестве 0,05...0,10 % к массе свеклы
разрушения разветвленной цепи молекул полисахаридов и
жения их молекулярной массы.

Наиболее эффективное средство для разрушения струк
декстрана — фермент декстраназа. Так, при концентрации
страназы 1 мг/л, температуре 45 °С и pH 5,5 вязкость диф
онного сока, содержащего декстран, через 30...35 мин сни
в 2...2,5 раза и он легко фильтруется.

В результате образования микроорганизмами газов и
сапонина в диффузионном аппарате образуется много пены,
торую подавляют введением 10%-ной эмульсии, приготовл
из соапстока (антипенное вещество — отход маргаринового

и альгината натрия (вещество, выделяемое из морских , используется как эмульгатор). Альгинат натрия заменить хозяйственным мылом. На 1 м^3 10%-ной эмуль- 100 кг соапстока, 890 л воды и 10 л эмульгатора. устойчивой антипенной эмульсии исходные ком- перемешивают в смесителе при температуре 80 °С в 20 мин.

эмульсию непрерывно подают в III, IV и VI секции шнекового диффузионного аппарата или в верхнюю аппарата на уровне вывода обессахаренной При этом расход ее составляет 0,01 % к массе свеклы соапстока на 100 т переработки свеклы).

борьбы с пенообразованием применяют также поверх- вещества (ПАВ) в количестве 0,001—0,0001 % к свеклы или препараты на базе силиконовых соединений силоксана (в основном этил- и метилполисилоксаны). силоксаны не адсорбируются на кристаллах сахара, не вкуса и безвредны для человека.

мезги. В 1 л сока, выходящем из диффузионного содержится 10...15 г мезги, а при переработке свеклы качества содержание мезги в соке повышается до л. Половину сухих веществ мезги составляет протопек- который при очистке сока известью гидролизуется и пере- в раствор, значительно повышая его вязкость. Продукты гидратопектина с известью образуют плохо фильтрую- осадок.

табл. 9 представлены опытные данные о влиянии содержа- мезги в диффузионном соке, полученном из хорошо сохра- свеклы, на показатели очищенного сока (сок II сату- Как видно из данных табл. 9, чем больше мезги в диф- ном соке, тем ниже технологические показатели ного сока. Например, при наличии в диффузионном соке мезги чистота сока II сатурации снизилась на 1,3 %, а очистки — на 10 %; в 2 раза возросло содержание ВКД, вязкости — в 3 раза.

Таблица 9

Чистота, %	Эффективность очистки, %	Содержание веществ, % к массе СВ			
		редуцирующих	коллоидной дисперсности	пектиновых	солей кальция
90,6	35,2	0,16	1,34	0,04	0,025
90,4	33,6	0,16	1,40	0,04	0,045
90,1	31,4	0,16	1,52	0,08	0,050
89,7	29,3	0,16	1,92	0,14	0,055
89,3	25,2	0,16	2,84	0,17	0,080
89,2	24,4	0,24	3,37	0,17	0,090

При этом в 2 раза снизилась натуральная щелочность I сатурации по сравнению с соком, не содержащим мезги, резко возросла мутность сока.

На большинстве сахарных заводов мезгу из диффузионного сока выделяют на ротационных мезголовушках, оснащенных латунным ситом с ячейками размером 1,5×1,5 мм. После этих мезголовушек сок содержит 4...8 г/л мезги, тогда как для получения качественного сока II сатурации содержание мезги не должно превышать 1 г/л. Этих результатов можно достичь только двухступенчатым улавливанием мезги на ротационных мезголовушках, оснащенных латунными ситами с отверстиями 0,5×0,5 мм и установленных одна за другой, либо последовательной очисткой сока на ротационной мезголовушке и в гидроциклонах. Хорошие результаты получают, используя ротационные мезголовушки, оснащенные капроновыми ситами с ячейками размером 0,3×0,3 мм.

В ротационной мезголовушке (рис. 51) диффузионный сок поступает в корыто *3*, фильтруется внутрь ситчатого барабана *2* и через открытую торцовую стенку барабана стекает в приемный сборник. Мезга задерживается на наружной поверхности барабана, поднимается при его вращении наверх и снимается вращающимися щетками *1*. Через один оборот барабана щетки встряхиваются и очищаются от прилипшей мезги. Мезга смывается в бункер и подается в хвостовую часть диффузионного аппарата. Для обеспечения нормальной работы корыто мезголовушки должно быть заполнено нефильтрованным соком на 3/4 высоты.

Для отделения мезги от диффузионного сока применяют также дуговые сита (рис. 52), отличающиеся высокой эффективностью удаления мезги и простотой в обслуживании. Сито имеет трапециевидные щели шириной 0,8...1 мм. Сок поступает на сито сверху и отфильтровывается через него внутрь, а мезга стекает по ситу вниз. В удаленной мезге содержится приблизительно половина диффузионного сока, т. е. соотношение мезга : сок равно 1:1. Эффективность удаления мезги из сока на дуговом сите составляет 90...95 %. Производственная мощность дугового сита площадью поверхности 1,5...2 м² составляет 90 т/сут свеклы. При отсутствии сита с необходимым размером щелей дуговое сито можно оснастить фильтрующим ситом центрифуги.

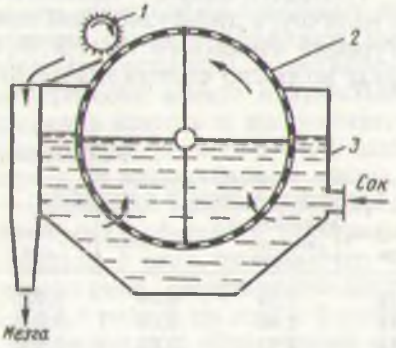


Рис. 51. Схема отделения мезги в ротационной мезголовушке

регенерации сит мезголо-
используют щеточный реге-
и сжатый воздух, который
под давлением не ниже
Загоревшие сита очища-
водой при одновременном
нии 5%-ным раствором
вой соды. Один раз в
головушки подвергают
ной обработке, промывая
ей водой и дезинфицируя
ием.

ловную мезгу не следует
ать в головную часть
ионного аппарата, как это
отрено в типовой техно-
ой схеме, ее целесооб-
промыть водой в отдель-
головушке, оснащенной
, отжать и направить в
промой — в сборник не-
ной жомопрессовой воды.

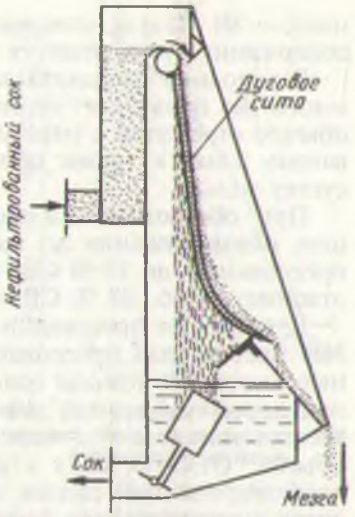


Рис. 52. Схема отделения мезги на дуговом сите

ПРЕССОВАНИЕ СВЕКЛОВИЧНОГО ЖОМА

ный жом, выходящий из диффузионного аппарата, прес-
содержания сухих веществ 12...25 %, что дает возмож-
возвратить жомопрессовую воду на диффузию, снизить
ортные расходы на перевозку свежего жома и меньше
вать топлива на его высушивание. Жом, предназначен-
для скармливания скоту в сыром виде, прессуют до
% СВ; жом, предназначенный для высушивания, — до
% СВ.

По своей структуре жом — это сложный коллоидный капил-
пористый материал, клетки и межклеточное пространство
рого заполнены водой с малым содержанием сахарозы.
ь влаги в мякоти жома можно отнести к физико-химичес-
(адсорбционная и внутриклеточная) и физико-механичес-
(капиллярная и смачивания). При прессовании жома в ос-
ном удаляется только физико-механическая влага. Если при-
содержание влаги в свежем жоме за 100 %, то по
ности механического удаления она распределяется следу-
образом (% к массе воды в свежем жоме): не удаляемая
ически (адсорбционная, внутриклеточная) — 20; удаляемая
ически, т. е. прессованием (влага капиллярная и смачива-

ния), — 80. После отжима всей механически удаляемой
содержание сухих веществ в жоме повышается до 25 %.

В условиях сахарного завода стоимость тепловой энергии
много раз превышает стоимость механической энергии, поэ
обычно стремятся к наиболее полному механическому обе
ванию жома и таким образом сокращают расходы топлива
сушку жома.

При обезвоживании жома принята следующая класси
ция: обезвоживание до содержания в жоме 12 % СВ —
прессование; до 18 % СВ — прессование; до 25 % СВ — глубо
отжатие; до 86...88 % СВ — высушивание.

Для легкого прессования жома применяют наклонные шне
вые прессы, для прессования и глубокого отжатия — вертик
ные шнековые прессы (рис. 53). Сырой жом поступает в при
ную воронку *1* пресса, захватывается вращающимся полым
ческим шнеком *4* и перемещается сверху вниз, уменьша
объеме. Отжатая вода отводится через неподвижное сито
перфорированные стенки шнека *4*, а отпрессованный жом вы
дится вращающимися лопастями *6* наружу. Степень прессо
жома регулируют поднятием ситчатого конуса *5*, изменяя
площадь основания для выхода жома. Контрлапы *2* способ
перемещению жома сверху вниз.

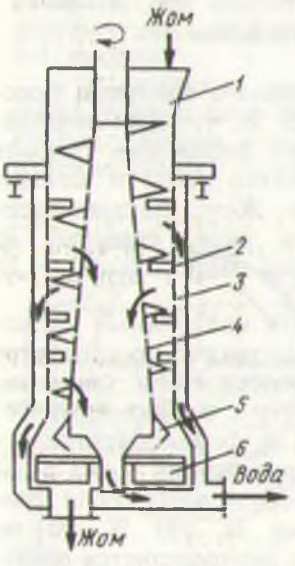


Рис. 53. Схема отжатия жома в вертикальном шнековом прессе

Необходимые условия нормальной
работы пресса: температура
55...60 °С и оптимальное его заполне
ние. Эффективность прессования зави
сит от pH сокостружечной смеси в
товой части диффузионного аппарата.

На рис. 54 показано влияние pH
костружечной смеси на содержание
сухих веществ в отпрессованном жоме.

Выход свежего или прессованного
жома определяют по балансовому урав
нению масс сахарозы и сухих веществ в
продуктах диффузионного процесса
или приближенно принимают как
редненную величину (% к массе свек
лы) для каждого типа диффузионной
установки: для КДА — 70 % по
$СВ_ж$ = 8 %, для ДДС и ДС — 90 % по
$СВ_ж$ = 6,4 %; для А1-ПДС — 65 % по
$СВ_ж$ = 8,3 %. Однако эта величина
сильно колеблется даже при перерабо
ке свеклы одинакового качества на
одной и той же диффузионной уста
новке и зависит от содержания массы
в свекле и других показателей.

Для определения выхода прессованного жома в зависимости от содержания сухих веществ в прессованном жоме используют уравнение

$$Вх_{пр.ж} = |Вх_{св.ж}СВ_{св.ж}(100 - П_{пр})|/100СВ_{пр.ж}, \quad (31)$$

где $Вх_{пр.ж}$, $Вх_{св.ж}$ — выход соответственно прессованного и свежего жома, % к массе свеклы; $СВ_{св.ж}$, $СВ_{пр.ж}$ — содержание сухих веществ соответственно в свежем и прессованном жоме, % к массе жома; $П_{пр}$ — нормативные потери СВ жома при прессовании, % к массе СВ в свежем жоме.

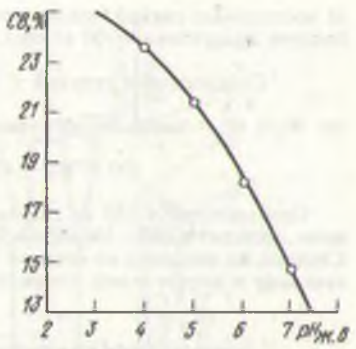


Рис. 54. Влияние pH сокостружечной смеси на содержание СВ в прессованном жоме

Ниже приведены примерные нормы потерь сухих веществ при прессовании свежего жома (% к массе свеклы) в зависимости от содержания СВ в прессованном жоме (% к массе жома).

СВ в прессованном жоме	Норма потерь СВ при прессовании	СВ в прессованном жоме	Норма потерь СВ при прессовании
11	7,68	19	19,83
12	9,78	20	20,73
13	11,93	21	21,53
14	14,23	22	22,04
15	16,23	23	22,65
16	17,73	24	23,30
17	18,83	25	23,73

Жомовода, оставшаяся в свежем жоме после экстракции, практически полностью растворена в воде, поэтому для снижения ее потерь жомопрессовую воду очищают от примесей и возвращают в диффузионный аппарат вместо свежей питающей воды.

Пример. Свежий жом, выведенный из диффузионной установки А1-ПДС с содержанием СВ = 8,3 %, прессовали до содержания СВ = 20 %. Определить выход прессованного жома $Вх_{пр.ж}$ и жомопрессовой воды $Вх_{ж.в}$ (% к массе свеклы) при отборе сока 120 %.

Подставив значения, приведенные в условии задачи, и нормативные потери СВ при прессовании в уравнение (31), получим величину выхода прессованного жома и жомопрессовой воды (% к массе свеклы)

$$Вх_{пр.ж} = 65 \cdot 8{,}3\ (100 - 20{,}73)/100 \cdot 20 = 21{,}38;$$

$$Вх_{ж.в} = 65 - 21{,}38 = 43{,}62.$$

Так как часть питающей воды в диффузионном процессе расходуется на образование диффузионного сока и уходит с прессованным жомом, то недостаток

ее восполняют свежей водой, потребность в которой определяют по уравнению баланса продуктов на 100 кг свекловичной стружки.

Свекловичная стружка + W_1 + W_2 = Диффузионный сок + Жом,

где W_1 и W_2 — масса соответственно свежей и жомопрессовой воды, кг;

$$100 + W_1 + 43{,}62 = 120 + 65;\ W_1 = 41{,}38.$$

При наличии в 100 кг свеклы 5 кг мякоти доля полученной жомопрессовой воды составит 43,62 · 100/(65 — 5) = 72,7 % от содержания воды в свекле. Столько же сахарозы из свежего жома при прессовании перейдет в жомопрессовую воду и вместе с ней возвратится в диффузионный аппарат.

СУШКА СВЕКЛОВИЧНОГО ЖОМА И ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ЕГО НА КОРМ СКОТУ

Свекловичный жом обладает высокой кормовой ценностью. Например, 100 кг свежего жома с содержанием 15 % СВ эквивалентны 16 корм. ед. и содержат 0,6 кг переваримого белка (протеина). 100 кг сушеного жома с 86 % СВ эквивалентны 84 корм. ед. и содержат ~4 кг переваримого белка. За 1 корм. ед. принят 1 кг овса с содержанием 75 г переваримого протеина. В сухих веществах жома содержится до 50 % пектиновых веществ, около 47 % целлюлозы и гемицеллюлоз, 2 % белка, 1 % золы; в воде имеются сахар, органические кислоты, витамины и микроэлементы.

Жом скармливают скоту в свежем виде или после хранения в жомохранилище. Но в кислом жоме в результате биохимических и микробиологических процессов, протекающих при его хранении, теряется 25...50 % сухих веществ (в том числе весь сахар и почти все пектиновые вещества), которые превращаются в молочную, уксусную, масляную и другие кислоты. При этом снижается усвояемость жома. Из 100 кг сухих веществ свежего жома животными усваивается около 70 кг, а из 100 кг сухих веществ кислого жома — 56 кг. Поэтому экономически выгодно сушить свежий жом. Его сушат в жомосушильном аппарате топочными газами, полученными при сжигании мазута, природного газа или твердого топлива.

Жомосушильный аппарат (рис. 55) представляет собой горизонтальный вращающийся барабан *6* диаметром от 2,4 до 4 м внутри которого расположены крестовидные насадки для пересыпания жома в процессе сушки и лучшего контакта с топочными газами. Одним концом барабан входит в неподвижную камеру смешения *3*, другим — в выгрузочную камеру *7*.

Свежий жом, спрессованный до максимально возможного содержания сухих веществ, взвешивают на ленточных весах *1*, смешивают в шнековом смесителе *4* с мелассой, другими добавками и подают в камеру смешения *3*, куда из камеры сгорания топки *2* поступают топочные газы. Далее жом вместе с топочными

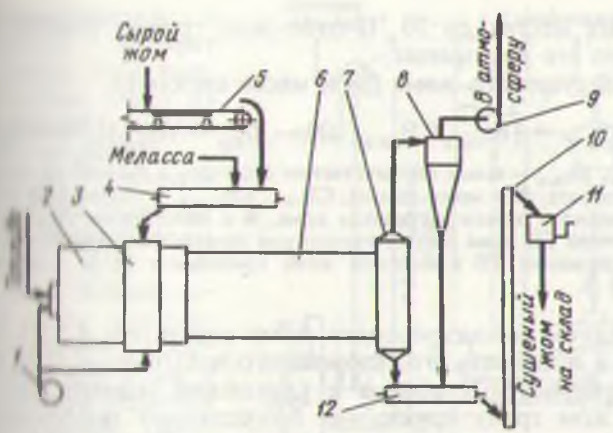


Рис. 55. Схема сушки свекловичного жома

прямотоком с помощью крестовидных насадок перемещается, сушится и передвигается к выгрузочной камере *7*. Вентилятор *1* подает в камеры сгорания и смешения воздух. Из выгрузочной камеры *7* сушеный жом поступает в шнек *12*, который подает его в элеватор *10*. Последний направляет жом на весы *11*, где его взвешивают и направляют на склад. Отработавшие топочные газы освобождаются в циклоне *8* от мелких и пылевидных частиц сушеного жома и дымососом *9* выводятся в атмосферу.

При установившемся режиме работы температуру топочных газов на входе в камеру смешения поддерживают на уровне 800...900 °С, температуру отходящих газов — 120...140 °С, а разрежение за сушильным барабаном — 350...400 Па. При повышении температуры отработавших газов выше указанной увеличивают подачу жома в аппарат. А если жом выходит недосушенным, то корректируют работу топки и уменьшают скорость загрузки жома. Прямоточное движение жома и топочных газов исключает подгорание сушеного жома.

Жом сушат до равновесной влажности 12...14 %, такой продукт хорошо хранится. А пересушенный жом влажностью 10 % и ниже легко ломается и крошится, образуя большое количество мелочи и пыли, плохо брикетируется. И, наоборот, если содержание влаги в жоме больше 14 %, то его считают браком, непригодным для хранения. Сушеный жом хранят в жомохранилище насыпью и регулярно контролируют температуру внутри насыпи. При повышении температуры до 40...50 °С проводят вентилирование склада и ворошат жом. При повышении температуры в

отдельных местах до 70 °С этот жом срочно удаляют, т возможно его возгорание.

Выход сушеного жома (% к массе свеклы)

$$Вх_{суш.ж} = [Вх_{св.ж}СВ_{св.ж}(100 - П_{пр} - П_{суш})]/100СВ_{суш.ж}$$

где $Вх_{суш.ж}$, $Вх_{св.ж}$ — выход соответственно сушеного и свежего жома из диф онного аппарата, % к массе свеклы; $СВ_{св.ж}$, $СВ_{суш.ж}$ — содержание сухи соответственно в свежем и сушеном жоме, % к массе жома; $П_{пр}$, $П_{суш}$ — тивные потери СВ жома соответственно при прессовании и сушке, % к жома. Содержание СВ в сушеном жоме принимают 88 %, а потери сушке — 3 %.

В среднем выход сушеного жома составляет 4,5...5 % к свеклы, а плотность его, уложенного насыпью, — 0,25 т/м³.

Для уменьшения объема и улучшения условий хранен шеный жом гранулируют или брикетируют прессованием. этом плотность гранул (насыпью) повышается до 0,6...0,65 т/

Чтобы повысить содержание протеина и таким образом шить кормовые достоинства сушеного жома, в него перед лированием добавляют мелассу, обесфторенные фосфаты, мид, глауберову соль, минеральные микроэлементы (хлори бальта, сульфаты меди, цинка и др.). В зависимости от вводи добавок обогащенный жом называют *мелассированным* — при бавлении мелассы, *амидным* — при добавлении мелассы с мидом, *амидоминеральным* — при добавлении мелассы, карбам фосфата, глауберовой соли и микроэлементов. После смешив свекловичного жома с послеспиртовой или последрожжевой дой и высушивания его называют *бардяным* жомом.

Примерный состав амидоминерального гранулирован жома с добавками следующий (%): сушеного жома — 77; ме сы — 9,5; карбамида — 6; обесфторенного фосфата — 6; сульф натрия — 1,5; микроэлементов — 0,015—0,03.

Сушеный жом необходимо обогащать добавками, потому в нем в 1,5...1,8 раза меньше протеинов и некоторых дру компонентов по сравнению с полноценным кормом (напри овсом). При недостатке в жоме протеина и других компонен на скотооткормочных пунктах на единицу продукции (мо мяса) затрачивают в 1,5...2 раза больше кормовых единиц, положено по зоотехническим нормам. Хорошим источни протеина служат также соли аммония, аммиак которого у ж ных превращается бактериями в белок.

ПОДГОТОВКА ПИТАЮЩЕЙ ВОДЫ ДЛЯ ДИФФУЗИОННОГО ПРОЦЕССА

Очистка жомопрессовой воды. При прессовании жома в прессовую воду переходит до 2 % сухих веществ (к массе концентрация которых зависит от глубины прессования

возвращением в
аппарат
ную воду под-
очистке. Один из
такой очистки
на рис. 39.
заводах получила
ение схема ус-
подготовки воды
диффузии (рис. 56).
схеме жомопрес-
вода через мезголо-
поступает в сбор-
очищенной воды *9*
насосом подается
проходный паро-
ный теплообмен-
первой ступени *2*, где
парами само-
очищенной
Из теплообменника

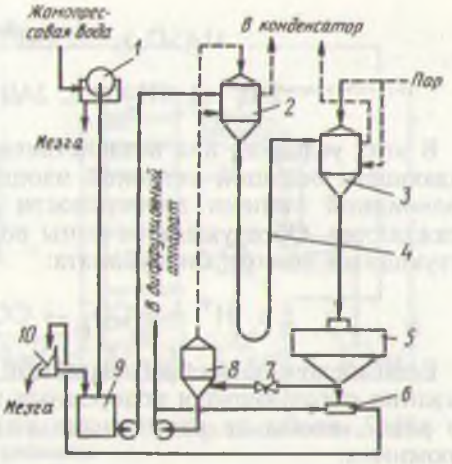


Рис. 56. Схема термической очистки жомопрессовой воды

проходит через гидрозатвор *4* (высота столба жидкости около
в пароконтактный теплообменник второй
ступени *3*, где нагревается вторичным паром IV или III корпуса
выпарной установки до температуры 85...90 °С. Гидрозатвор вы-
держивает разрежение в теплообменнике *2* с учетом возможных
колебаний. Из теплообменника *3* вода поступает в цилиндричес-
кий отстойник-стерилизатор *5*, где в течение 10...12 мин осветля-
ется, стерилизуется и, пройдя регулирующий клапан *7*, направля-
ется в вакуумный охладитель *8*. При остаточном давлении
0,035 МПа вода в охладителе *8* вскипает: образующийся
поступает в пароконтактный теплообменник *2* для нагревания
очищенной воды, а очищенная вода, охлажденная до 70...75 °С,
идет в диффузионный аппарат.

Осадок из отстойника *5* непрерывно перекачивается струйным
насосом *6* на дуговое сито *10*, где мезга отделяется, а отфильтро-
ванная вода возвращается в сборник неочищенной воды *9*. В
качестве рабочей жидкости в струйный насос из охладителя *8*
подается часть осветленной жомопрессовой воды.

На сахарных заводах Украины используют более эффективный
способ очистки жомопрессовой воды с добавлением сульфата
алюминия $Al_2(SO_4)_3$ (глинозем), предложенный А. А. Липецом.
Способ основан на том, что при введении сульфата алюминия
в жомопрессовой воде образуется коагулянт — гидроксид алюми-
ния и создается кислая среда (pH 4,2...4,5), в которой многие
вещества коллоидной дисперсности достигают изоэлектрической

$$Al_2(SO_4)_3 \rightleftharpoons 2Al^{3+} + 3SO_4^{2-};$$

$$2Al^{3+} + 6H_2O \rightleftharpoons 2Al(OH)_3 + 6H^+.$$

В этих условиях под воздействием гидроксида алюминия, обладающего большой активной площадью поверхности, вещества коллоидной степени дисперсности легко образуют агрегаты и осаждаются. Образующиеся ионы водорода связываются присутствующими ионами бикарбоната:

$$H^+ + HCO_3^- \rightarrow CO_2 + H_2O.$$

Если щелочность обрабатываемой воды недостаточна для связывания образующихся водородных ионов, то ее подщелачивают до pH<7, чтобы не растворился выпавший в осадок гидроксид алюминия.

Схема осветления воды представлена на рис. 57. Жомопрессовая вода после механической очистки в мезголовушке *8* через сборник *9* направляется в смеситель *2*, куда из сборника-дозатора *4* поступает раствор сульфата алюминия, приготовленный в сборнике. Дозирование реагента осуществляют пневматическим клапаном, связанным с pH-метрами *3*. Из смесителя *2* жомопрессовая вода с pH 4,2...4,5 самотеком поступает в смеситель *5*, где смешивается с аммиачными конденсатами.

При глубоком отжатии жома, когда масса возвращаемой жомопрессовой воды составляет 62...66 % к массе свеклы, аммиачных конденсатов недостаточно, чтобы повысить pH смеси до 5...6. Поэтому в схеме предусмотрено подщелачивание жомопрессовой воды известковой водой плотностью 1,04...1,06 г/см³, которую подают в смеситель *5* из мешалки *11* через регулирующий клапан, связанный с pH-метром. Из смесителя *5* жомопрессовая вода и аммиачные конденсаты направляют в отстойник *6* для отделения осажденных примесей. Осветленную воду после нагревания в теплообменнике *10* подают в диффузионный аппарат *7*.

На некоторых сахарных заводах жомопрессовую воду после отделения мезги подщелачивают известковым молоком (0,03...0,05 % CaO к массе воды) и обрабатывают сульфатом алюминия до pH 4,5...5, а затем смешивают с фильтрационным осадком и фильтруют на вакуум-фильтрах или отстаивают.

При переработке свеклы низкого качества и чистоте жомопрессовой воды ниже 55 ее в диффузионный аппарат не возвращают, а выводят в сточные воды III категории.

Подготовка свежей питающей воды. В качестве свежей питающей воды на заводах используют сульфитированные конденсаты вторичных паров выпарной установки, иногда барометрическую воду.

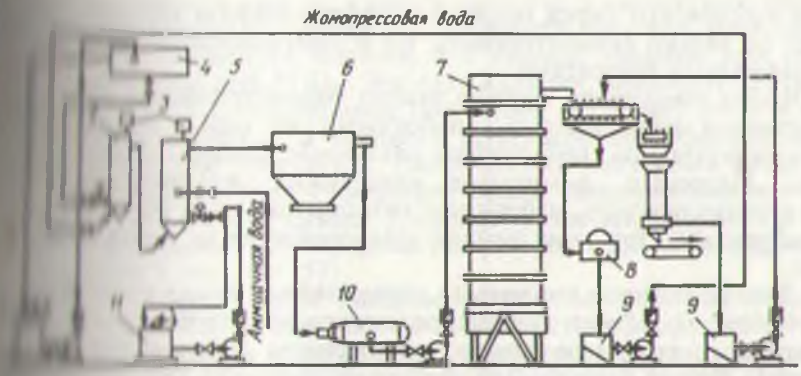


Схема очистки жомопрессовой воды и аммиачных конденсатов сульфатом алюминия

На рис. 58 представлена схема подготовки свежей питающей [illegible] с использованием жидкоструйного сульфитатора. Аммиачные конденсаты или их смесь с барометрической водой поступают из сборника *4* в сульфитатор *5*, куда из серосжигательной печи через золоотделитель *7* и охладитель *8* поступает сернистый газ. Разрежение в смесительной камере *3* сульфитатора создается потоком воды через эжектор. Сульфитированная вода из сульфитатора поступает в сборник *1* с мешалкой, где через дозатор смешивается с двойным неаммонизированным суперфосфатом для умягчения, либо, минуя сборник *1*, поступает в пароструйный теплообменник [illegible] затем через сборник-дозатор *10* — в диффузионную установку.

Следует отметить, что [illegible] в диффузионную установку барометрическую [illegible] нецелесообразно, так как она содержит 400... [illegible] мг/л солей жесткости, загрязнена органическими примесями и микроорганизмами. Конденсаты [illegible] паров более [illegible], но в них [illegible] много аммиака [illegible] мг/л), отрицательно влияющего на процесс [illegible]. Поэтому аммиач-

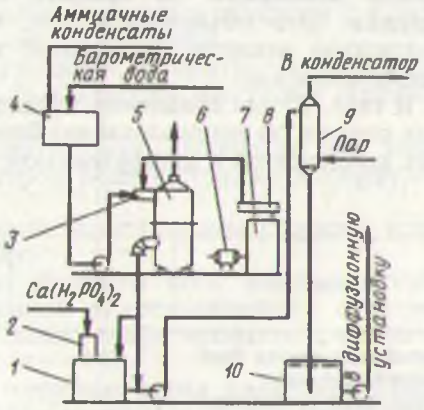


Рис. 58. Схема подготовки свежей питающей воды для диффузионного процесса

ные конденсаты перед подачей в диффузионную установку ... дует не только сульфитировать, но и деаммонизировать, а ... обрабатывать реагентами.

Чтобы обеспечить полную замену барометрической воды ... миачными конденсатами, свободными от солей жесткости ... микроорганизмов, предложены различные способы деаммони... ции. Например, аммиачные конденсаты деаммонизируют ... электродиализаторе, набранном катионитовыми и биполярны... мембранами. При этом аммиак удаляется из воды почти полно... тью.

Деаммонизацию конденсата осуществляют также продувани... в течение 12...15 мин диспергированного воздуха через слой ... денсата, содержащего аммиак, парциальное давление которого ... воздухе близко к нулю. Для увеличения эффекта деаммониза... конденсаты предварительно обрабатывают известковым моло... до pH_{20} 11,0...11,5 и аэрируют при 75...85 °С. Оптимальная ... тенсивность аэрации воздухом 0,6...0,9 м^3/(м^2 · мин). Эффектив... ность удаления аммиака из конденсатов достигает 90 %.

Подщелачивать воду известью перед деаммонизацией необ... димо потому, что при высокой концентрации ОН-ионов равно... весие электролитической диссоциации аммиака смещено в сто... рону образования нерастворимого NH_3 в соответствии с урав... нием

$$NH_3 + H_2O \rightleftharpoons NH_4OH \rightleftharpoons NH_4^+ + OH^-.$$

При последующей сульфитации щелочной воды ионы каль... ция и сернистой кислоты образуют сульфит кальция, полож... тельно влияющий на процесс экстрагирования сахарозы ... стружки. Это объясняется тем, что сульфит кальция — ... пептизатор веществ коллоидной дисперности, пектиновых ... ществ и белков.

В табл. 10 для сравнения представлены результаты лаборато... ных опытов по использованию барометрической воды и аммиач... ных конденсатов в диффузионном процессе.

Таблица 10

Экстрагент	pH	Содержание в воде		Чистота диффузионного сока, %
		NH_3, мг/л	солей жесткости, мг · экв/л	
Сульфитированная барометрическая вода	6,6	27	7,3	87,8
Аммиачные конденсаты				
сульфитированные	6,5	120	0,2	88,0
деаммонизированные и сульфитированные	6,4	Следы	0,05	89,3

переработке свеклы низкого качества в аммиачные кон- добавляют ортофосфорную кислоту, которая осаждает железа, алюминия, магния, а с ионами кальция при pH образует $Ca(H_2PO_4)_2$. Эта соль кальция переводит пекти- вещества в нерастворимое состояние, повышает упругость жковой стружки. В процессе дефекации ортофосфорная полностью осаждается. Такой способ подготовки питаю- предусматривает предварительное подщелачивание из- до pH 11,5 в сборнике *4*, сульфитацию до pH 7,0...7,2 и ортофосфорной кислоты (до pH воды 5,8...6,5) в сбор- *1* (см. рис. 57).

ортофосфорной кислоты можно использовать более двойной неаммонизированный суперфосфат (0,03... в массе воды), содержащий в основном однозамещенный кальция — $Ca(H_2PO_4)_2$ и 2...7 % свободной H_3PO_4. Заме- фосфорной кислоты суперфосфатом дает возможность подщелачивание воды оксидом кальция.

вытяжка неаммонизированного суперфосфата должна pH не выше 3,5. Если pH выше, то суперфосфат частично ирован и его применять нельзя.

обработке сульфитированной питающей воды двойным не- ированным суперфосфатом следят за тем, чтобы после pH воды не превышал 7,2. При pH > 7,2 $Ca(H_2PO_4)_2$ в осадок в виде $CaHPO_4$, в результате чего вода остается

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ ДИФФУЗИОННЫХ УСТАНОВОК

обеспечить стабильную и эффективную работу диффу- установок с минимальными потерями сахарозы в жоме, выполнение следующих требований.

Ритмичная подача в диффузионные аппараты свекловичной одинакового качества со шведским фактором стружки

Надежная работа электромагнитного сепаратора над кон- ленточным транспортером подачи стружки в диффузи- аппараты.

Автоматическое регулирование соотношения стружка : вода стружка : сок в производство.

Возврат в диффузионные аппараты всей жомопрессовой (очищенной, стерилизованной и отстоявшейся), а также использование деаммонизированных сульфитированных аммиач- конденсатов.

Предварительный нагрев стружки перед диффузионными до температуры ошпаривания (65...75 °С) и выдержи- температуры активной диффузии в аппаратах в интервале

6. Непрерывный отвод конденсата и неконденсирующихся газов из теплообменных устройств.

7. Отбор диффузионного сока в количестве 120 ± 5 % к массе свеклы.

8. Количество мезги в диффузионном соке после мезгоотделительных шнеков должно быть не более 1 г/л, а в жомопрессовой воде 3...4 г/л.

9. Равномерная загрузка наклонных двухшнековых диффузионных аппаратов (типа ДДС) стружкой на уровне верхних загружающих транспортирующих шнеков по всей их длине.

10. Поддерживание удельной нагрузки диффузионных аппаратов стружкой на уровне, предусмотренном в техническом паспорте.

11. Регулярная по указанию лаборатории завода дезинфекция диффузионных аппаратов и оборудования для очистки жомопрессовой воды 40%-ным формалином из расчета 0,01 % к массе свеклы.

12. Строгое соблюдение технологического режима, установленного лабораторией завода, в зависимости от качества перерабатываемой свеклы.

Контрольные вопросы

1. В чем сущность принципиальной технологической схемы переработки свеклы и получения диффузионного сока? 2. Какие типы свеклорезок вы знаете? 3. По каким показателям оценивается качество свекловичной стружки? 4. В чем аппаратурно-технологическая схема получения диффузионного сока в установке с колонным диффузионным аппаратом? 5. По какому режиму работает установка КДА? 6. Как получают диффузионный сок в наклонном шнековом диффузионном аппарате? Каков режим его работы? 7. Какие недостатки присущи наклонным шнековым диффузионным установкам и как их можно устранить? 8. Как влияют температура, pH, длительность процесса, качество стружки на диффузионный процесс? 9. Какова роль микроорганизмов в диффузионном процессе? 10. Как подавляется микрофлора в диффузионном процессе? 11. В чем заключается предварительная подготовка воды для питания диффузионной установки? 12. Какова цель прессования обессахаренной стружки (жома)? Каково содержание сухих веществ в жоме до прессования и после него?

Глава 6
ОЧИСТКА ДИФФУЗИОННОГО СОКА

ПРИНЦИПИАЛЬНАЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ОЧИСТКИ ДИФФУЗИОННОГО СОКА

Диффузионный сок — поликомпонентная система. Он содержит сахарозу и несахара, представленные растворимыми белковыми, пектиновыми веществами и продуктами их распада, редуцирующими сахарами, аминокислотами, амидами кислот, слабыми азотистыми основаниями, солями органических и неорганических кислот. Из свеклы в диффузионный сок перехо-

...98 % сахарозы и 70...80 % растворимых несахаров. ...ого, в нем содержится 1...3 г/л мезги.

...фузионный сок, полученный из свеклы разного качества, ...разделить на три группы: I — хорошего качества, II — ...го и III — низкого качества (табл. 11).

Таблица 11

...	Количество несахаров в диффузионном соке, полученном из свеклы разного качества, % к массе свеклы		
	I	II	III
...ахар	2	2...2,6	2,6
...ьной диссоциации	0,4	0,4...0,8	0,8
...вещества	0,1	0,1...0,2	0,2
...ой кислоты	0,025	0,025...0,04	0,04
...ящие вещества	0,15	0,15...0,25	0,25
	0,5	0,5...0,7	0,7

...ие несахара диффузионного сока замедляют процессы ...ки сока и кристаллизации сахарозы. Поэтому в сгущенном ...с большим содержанием несахаров сахароза кристаллизует...ленно. Несахара способны связывать сахарозу и удержи...ть в растворенном состоянии. Для достижения высокого ...ества товарного сахара диффузионный сок подвергают хими...ой и физико-химической очистке с целью удаления как ...ольшего количества несахаров и доведения его до слабо...ой реакции.

...вестно много способов очистки диффузионного сока, но на ...ике применяют только один — обработку диффузионного ...ока известью (процесс дефекации) и осаждение ее избытка ди...ом углерода (процесс сатурации). При простоте технологи...ких операций и относительно низкой стоимости реагентов ...ой способ обеспечивает высокую эффективность очистки (до ...%), а сахароза при этом практически не разрушается.

...есахары, содержащиеся в диффузионном соке, различны по ...мической природе и физико-химическим свойствам, что и обу...ливает применение различных способов их удаления из сока. ...ри использовании в качестве реагентов гидроксида кальция и ...ида углерода в диффузионном соке протекают реакции коа...ции, осаждения, разложения, двойного обмена, гидролиза, ...рбции и ионного обмена. Для завершения большинства реак...й требуются различные, иногда прямо противоположные усло...я, что существенно усложняет технологические приемы. В со...ременных схемах известково-углекислотной очистки диффузи...ного сока предусматриваются введение извести и обработка ...ее углекислой кислотой в 2...3 приема с промежуточным выво...ом образующегося осадка. Эти мероприятия направлены на ре-

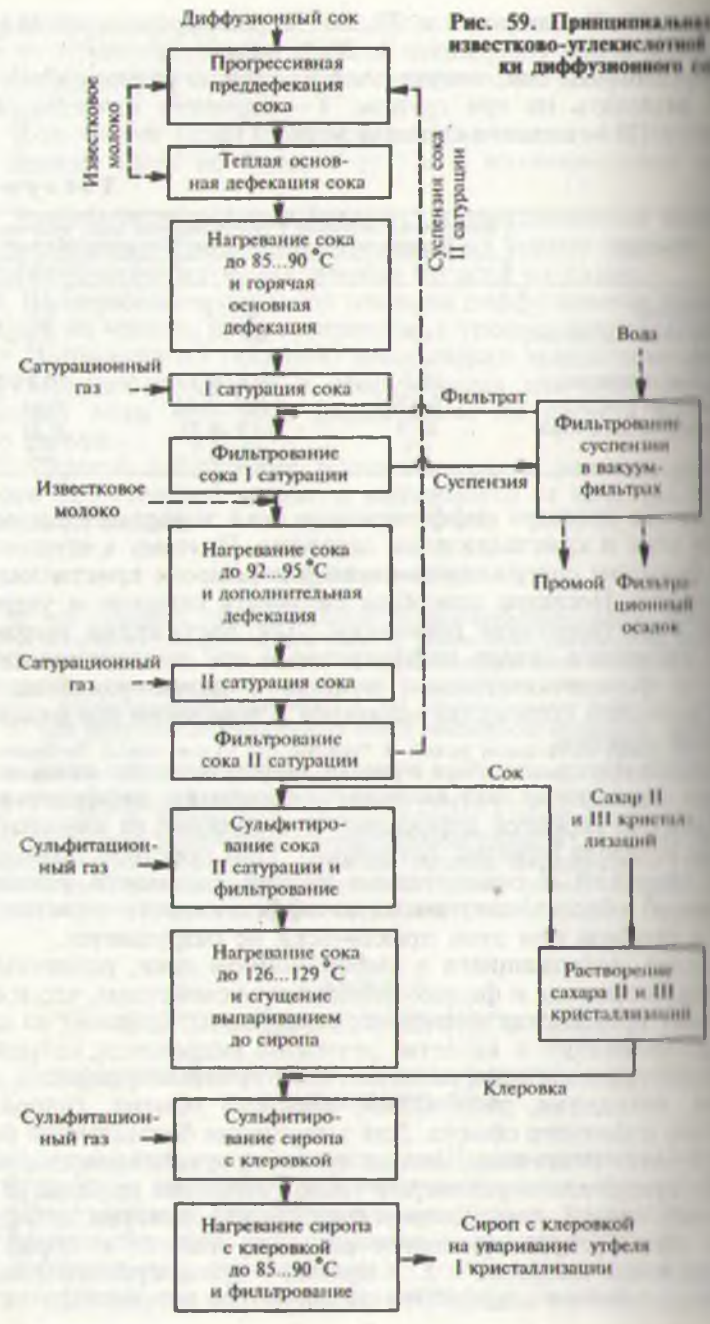


Рис. 59. Принципиальная известково-углекислотной ки диффузионного

двух основных задач: повышение общей эффективности диффузионного сока и сокращение расхода реагентов.

На рис. 59 представлена принципиальная технологическая очистки и сгущения диффузионного сока до сиропа в сатурационном отделении. После отделения мезги слабокислый диффузионный сок смешивают с суспензией сока II сатурации и известковым молоком в таком соотношении, чтобы получить оптимальный для коагуляции высокомолекулярных соединений (ВМС) и веществ коллоидной степени дисперсности pH_{20} сока 10,8...11,4 (предварительная дефекация), и выдерживают паузу. Затем в сок добавляют в избытке известковое молоко, повышая pH до 12,3...12,4 (основная дефекация). В этой паузе под действием извести происходит разложение некоторых несахаров и образуются соли кальция.

Дефекованный сок, содержащий $Ca(OH)_2$ в растворе и коагулянт, подвергают обработке сатурационным газом (I сатурация), в результате чего известь превращается в карбонат кальция, на поверхности адсорбирует несахара и выпадает в осадок (часть его будет служить основой фильтрующего слоя).

Карбонат кальция с адсорбированными несахарами и коагулянт удаляют фильтрованием, промывают и выводят на специальную площадку в отвал, а сок нагревают до 92...97 °С и сатурируют второй (II сатурация). На II сатурации в результате химических реакций осаждаются соли кальция и другие растворенные несахара. После отделения сатурационного осадка фильтрованием сок II сатурации сульфитируют, нагревают и сгущают в выпарной установке до содержания сухих веществ 63...65 %. Полученный сироп и клеровку желтых сахаров, поступивших из продуктового отделения, сульфитируют вместе, фильтруют и направляют на уваривание утфеля I кристаллизации.

ПРЕДДЕФЕКАЦИЯ

ЦЕЛЬ ПРЕДДЕФЕКАЦИИ

Еще в начале XX в. было замечено, что при предварительной обработке диффузионного сока небольшим количеством извести улучшаются показатели его улучшаются, проявляется коагулирующее действие извести на многие вещества коллоидной дисперсности и ВМС. С увеличением щелочности образующийся осадок становится плотнее, а сок — прозрачнее.

На достижение оптимальной для коагуляции реакции среды (pH 10,8...11,4) в зависимости от буферной емкости диффузионного сока расходуют 0,2...0,3 % CaO к массе свеклы. При pH выше оптимального происходит частичная пептизация осадка, и он переходит в раствор. Поэтому, чтобы наиболее полно осуществить коагуляцию веществ коллоидной дисперсности и ВМС

и не допустить их пептизации при последующем нар
щелочности, дефекацию диффузионного сока делят на дв
ни. Сначала в сок добавляют 0,2...0,3 % CaO к массе
медленно повышая pH до 10,8...11,4, при этом значите
часть веществ коллоидной дисперсности и высокомолеку
соединений коагулируют. Эту ступень называют предвар
ной дефекацией или *преддефекацией*. Затем в сок вводят
ное количество извести (1,8...2 % CaO), предназначенное
очистки, повышая pH до 12,3...12,4, и выдерживают
течение 10...15 мин для разложения части несахаров. Эту
называют *основной дефекацией*.

В процессе преддефекации кроме коагуляции веще
идной дисперсности и ВМС происходят также нейтрали
осаждение кальциевых солей некоторых кислот. Различа
мальную и прогрессивную преддефекации. Обработка диф
онного сока известью в один прием, когда всю известь, не
димую для достижения оптимального pH, вводят в сок
называется *оптимальной преддефекацией*. Постепенное и
мерное (прогрессивное) добавление извести в сок в
20...30 мин, когда pH плавно повышается до оптимально
чения, называется *прогрессивной преддефекацией*.

На заводах проводят холодную, теплую и горячую пред
кации. При проведении холодной преддефекации гидр
кальция вводят в диффузионный сок температурой 35...30
теплой преддефекации — в сок температурой 50...65 °С, пр
рячей преддефекации диффузионный сок нагревают до
88 °С, а затем добавляют известь.

Наиболее полное осаждение несахаров и получение плотн
преддефекационного осадка, устойчивого к пептизации на
ледующих стадиях известковой очистки диффузионного
процесс прогрессивной преддефекации с возвратом ступен
суспензии сока II или I сатурации, достигаются при темпер
рах, близких к 60 °С, так как при этом обеспечивается опти
ние реакций коагуляции и осаждения несахаров за более
кий промежуток времени (7...10 мин). При температур
35...50 °С процесс растягивается до 15 мин.

При переработке спелой здоровой свеклы сок хорошего
ства получают как при горячей, так и при холодной предде
ции. Но сок, полученный в процессе горячей преддефека
лучше фильтруется в результате более полной дегидратации
осадка. При переработке свеклы низкого качества лучше
зовать холодную прогрессивную преддефекацию, так как в
меньше образуется красящих веществ, резко снижается
белковых и пектиновых веществ по сравнению с горячей
фекацией. Пектиновые вещества при медленной прогрессивной
преддефекации, почти не разлагаясь, постепенно осаждаются,
образуя осадок, устойчивый к действию извести на основной

...ции, что способствует не только улучшению качества ..., но и его фильтрационно-седиментационных свойств.
...ция преддефекации состоит не только в максимальном ...ении веществ коллоидной дисперности, ВМС, нерастворимых солей кальция некоторых органических кислот, но и в ...овании коагулята, структура которого была бы достаточно ...йчивой к разрушающему действию ионов кальция в условиях ...ных значений щелочности и температуры на основной дефе-...ции.

ХИМИЧЕСКОЕ РАВНОВЕСИЕ В СИСТЕМЕ ИЗВЕСТЬ — ВОДА — САХАРОЗА

Для лучшего понимания процессов, происходящих в процессе ...ции, рассмотрим химическое равновесие в системе известь — вода — сахароза в зависимости от температуры и соотношения компонентов. Несахара диффузионного сока мало влияют на состояние равновесия, поэтому во внимание не принимаются. Для очистки диффузионного сока от несахаров наиболее важное значение имеет растворимость извести. Чем больше извести растворяется в соке, тем выше активная щелочность и быстрее протекают необходимые химические реакции. В табл. 12 показана растворимость извести, взятой в виде известкового молока, в ...ах и чистых сахарных растворах при разных температурах.

Таблица 12

...	Растворимость извести CaO (%) при температуре, °С								
	10	20	30	40	50	60	70	80	90
0	0,130	0,124	0,114	0,107	0,097	0,088	0,076	0,068	0,067
5	0,642	0,508	0,389	0,268	0,207	0,172	0,131	0,109	0,092
10	1,455	1,163	0,925	0,725	0,528	0,376	0,272	0,185	0,110
13	2,632	2,310	1,923	1,440	1,062	0,723	0,516	0,300	0,164
20	4,450	3,581	2,917	2,258	1,680	1,174	0,728	0,523	0,360

Как видно из табл. 12, в воде известь растворяется плохо. Повышение температуры отрицательно влияет на ее растворимость, что обусловлено выделением теплоты:

$$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2;\ \Delta H = -62{,}8\ кДж/(г \cdot моль).$$

Эта реакция экзотермическая. Согласно принципу Ле-Шателье, при нагревании нарушается равновесие системы известь — ... и растворимость CaO снижается. Если на эту систему воздействовать извне, например снизить температуру до первоначальной, то внутри системы будут происходить самопроизвольные процессы, стремящиеся ликвидировать такое воздействие.

Растворимость извести в воде в виде гидроксида кальция $Ca(OH)_2$ при разных температурах будет несколько выше, чем показано в табл. 12:

t, °C	$Ca(OH)_2$, %	t, °C	$Ca(OH)_2$, %
0	0,176	50	0,121
10	0,170	60	0,116
20	0,160	80	0,094
25	0,155	100	0,077
30	0,148	125	0,059
40	0,137	150	0,041

Повышенная растворимость извести в сахарных растворах обусловлена образованием сахарата кальция, в котором на один ион двухвалентного кальция приходится два остатка молекулы сахарозы:

$$Ca(OH)_2 + 2\left[H^+\right|(C_{12}H_{21}O_{11})^-\left.\right] \rightleftharpoons Ca(C_{12}H_{21}O_{11})_2 + 2H_2O$$

(В растворе) Сахароза Сахарат кальция

$\uparrow\downarrow$

$Ca(OH)_2$

(В осадке)

В образовании сахарата кальция участвует лишь часть растворенной сахарозы. Например, в 10%-ном растворе сахарозы при 80 °С растворяется 0,185 % CaO (см. табл. 12). Если бы вся сахароза вступила в эту реакцию, то при ее молекулярной массе 342,3 и эквивалентной массе оксида кальция 28 (молекулярная масса CaO, деленная пополам) растворилось бы (10/342,3) · 28 = 0,82 % CaO, т. е. в 4,4 раза больше.

Из этого примера и стехиометрического уравнения видно, что в реакции образования сахарата кальция расходуется не вся сахароза, так как реакция обратима: сахарат кальция легко гидролизуется, присоединяя воду, и превращается в гидроксид кальция и сахарозу. Поэтому в известково-сахарном растворе всегда находится смесь гидроксида кальция, сахарозы, сахарата кальция и воды. Количество каждого из них зависит от соотношения действующих масс и температуры. Так, с повышением температуры гидролиз сахарата кальция увеличивается с образованием $Ca(OH)_2$ и в результате избыток последнего выпадает в осадок. Аналогичный процесс протекает и при уменьшении концентрации сахарозы в растворе.

Следовательно, в рассматриваемой системе существует подвижное равновесие между гидроксидом кальция в осадке и в растворе, а также между сахаратом кальция и продуктами его

сахарозой и $Ca(OH)_2$. Здесь также применим принцип Шателье.

Пример. Вычислить количественное соотношение извести и сахарозы в растворе в связанном с сахаратом кальция состоянии при содержании сахарозы 10 % и температуре 80 °С.

В соответствии с табл. 12 в чистой воде при 80 °С растворяется 0,068 % CaO. В 10%-ном известью 10%-ном сахарном растворе в свободном состоянии будет столько же, но прибавится еще и связанная известь в сахаратах. Тогда общее количество извести в растворе будет 0,185 % CaO.

Следовательно, в растворе в виде сахарата кальция находится 0,185 — 0,068 = = 0,117 % извести, которая удерживает (0,117/28) · 342,3 = 1,43 % сахарозы. А количество сахарозы, не связанной в сахараты, в растворе будет 10 — 1,43 =

На дефекации активно действует только свободная (активная) известь, а известь, связанная в сахараты кальция, инертна. Поэтому в растворах различают активную и суммарную щелочность. *Активная щелочность* характеризуется наличием в растворе свободной извести, т. е. тем количеством, которое растворено в воде (при 80 °С это 0,068 % CaO). *Суммарная щелочность* характеризуется суммой свободной извести и извести, связанной сахаратами кальция (в 10%-ном растворе сахарозы при 80 °С это 0,185 % CaO).

Поэтому в насыщенных известью сахарных растворах независимо от содержания сахарозы pH остается неизменным и соответствует значению 12,3...12,4.

Растворимость извести в присутствии сахарозы увеличивается только до определенного предела, а затем начинает снижаться. Максимум растворимости извести при 25 °С, равный 10,1 %, устанавливается при 35...36%-ной концентрации сахарозы (рис. 60). Это явление можно объяснить изменением степени гидратации сахарозы. В разбавленных растворах с содержанием сахарозы до 35...36 %, когда молекулы воды не образуют ассоциатов, а степень гидратации молекул сахарозы максимальная, известь активно участвует в реакции образования сахаратов кальция. Затем, когда повышается концентрация сахарозы, происходит изменение структуры раствора: молекулы воды образуют ассоциаты, снижая тем самым степень гидратации молекул сахарозы, а также активность участия сахарозы в образовании сахаратов кальция. Растворимость извести зависит от того, в какой форме ее растворяют

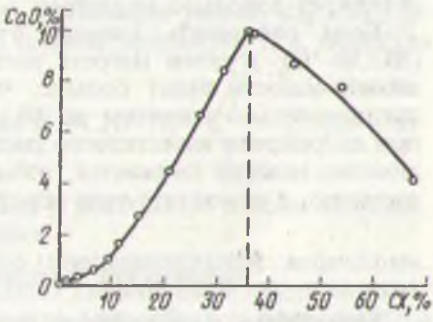


Рис. 60. Влияние сахарозы на растворимость извести при 20 °С

в воде: в виде оксида кальция, гидроксида кальция или [illegible] приготовленного известкового молока (табл. 13).

Таблица

Форма извести	Растворимость извести (%) в 10%-ном растворе сахарозы при температуре,								
	10	20	30	40	50	60	70	80	[illegible]
CaO	2,563	2,186	1,378	1,095	0,760	0,540	0,396	0,281	[illegible]
$Ca(OH)_2$	2,243	1,772	1,163	0,903	0,655	0,406	0,303	0,216	[illegible]
Известковое молоко	1,455	1,163	0,925	0,725	0,528	0,376	0,272	0,185	[illegible]

Такое различие в растворимости извести объясняется тем, [illegible] негашеная известь, получаемая при обжиге известняка, имеет губчатую структуру, высокодисперсна и поэтому обладает бо́льшей растворимостью по сравнению с другими формами. В известковом молоке, приготовленном заранее, содержатся более крупные частицы, образовавшиеся в результате перекристаллизации. Частицы же гидроксида кальция по размеру занимают среднее положение. Следовательно, с увеличением размера частиц извести в осадке растворимость ее уменьшается вследствие понижения силы поверхностного натяжения.

В свежеприготовленном известковом молоке размер частиц извести меньше, чем в молоке, простоявшем несколько часов, поэтому первые быстрее переходят в раствор. Растворимость гидроксида кальция и известкового молока, приготовленного из свежеобожженной извести, практически одинаковая.

Максимальная растворимость извести наблюдается в первые 5...10 мин смешивания ее с водой. При более длительном перемешивании смеси происходит перекристаллизация извести (мелкие кристаллы растворяются, а крупные растут за их счет), частицы ее укрупняются и растворимость падает. Но этот процесс протекает довольно медленно.

Если растворять известь в соке при низкой температуре (30...50 °С), а затем нагреть раствор до 80...88 °С, то в растворе общей извести будет больше, чем при растворении ее в соке, предварительно нагретом до 80...88 °С. Это обусловлено тем, что при нагревании известкового раствора, несмотря на то что растворимость извести снижается, избыток ее выпадает в осадок полностью частично, в результате чего образуется пересыщенный раствор.

ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКЦИИ НА ПРЕДДЕФЕКАЦИИ

Коагуляция и осаждение несахаров. Реакции коагуляции и осаждения несахаров происходят под воздействием в основном ионов кальция. Как известно, некоторые вещества диффундируют

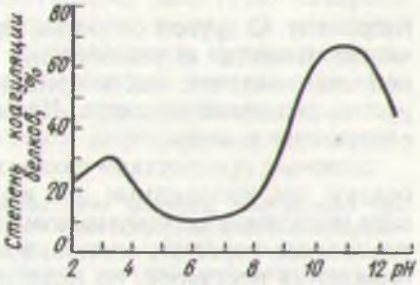


Рис. 61. Влияние pH на осаждение белковых веществ сахарной свеклы

…ков, и первую очередь … высокомолекулярных соединений, включающих белки, имеют две оптимальные зоны коагуляции: … в кислой среде при … 4,5, вторая — в щелочной среде при pH_{20} … 11,4 (рис. 61).

В кислой среде комплекс … коагулирует в изоэлектрической точке. *Изоэлектрической точкой* называют такое значение pH …, при котором частицы … не перемещаются в электрическом поле, так как суммарный заряд их равен нулю. При сдвиге pH в кислую зону от изоэлектрической точки белки заряжаются положительно и, наоборот, при сдвиге в щелочную зону будут находиться в состоянии анионов (с отрицательным зарядом). В изоэлектрическом состоянии происходит уплотненная агрегация макромолекул с образованием сложных комплексов. Данный процесс связан с частичной десольватацией молекул в изоэлектрическом состоянии. При взаимодействии молекул полимера и воды образуется гидратационно-сольватный слой или связанная вода, молекулы которой ориентированы по отношению к макромолекулам полимера и имеют более плотную упаковку, чем свободная вода. Поэтому связанная вода отличается от свободной бо́льшей плотностью, неспособностью растворять, меньшей диэлектрической проницаемостью, пониженной температурой замерзания и др.

В щелочной среде у белков диффузионного сока нет изоэлектрической точки. Являясь амфотерными соединениями, они несут отрицательный заряд в силу ионизации только карбоксильной группы. Ионизация аминной группы подавлена, т. е. молекула превращается в анион типа $R{-}CHNH_2{-}C(=O)O^-$. Этот анион в щелочной среде вступает в реакцию с ионом кальция, образуя нерастворимые соединения.

И. М. Силин развил теорию предварительной дефекации, пришел к заключению, что при малом количестве извести осаждение несахаров неполное, потому что мал избыток осаждающего иона кальция, а также потому что мала концентрация ионов гидроксила, в связи с чем осаждаемые соли легко подвергаются

гидролизу. С другой стороны, при чрезмерном повышении ко
чества извести и увеличении pH осаждение несахаров
недостаточно, так как в присутствии сахарозы щелочь пепт
рует осаждаемые несахара. На основании данной теории сде
следующие выводы:

щелочь в присутствии сахарозы действует пептизирующе на
осадки, как коллоидные, так и кристаллоидные, что и обусл
вает появление оптимума коагуляции и осаждения. При эти
тимальных условиях имеющейся в соке извести достаточно
осаждения несахаров, но недостаточно для их пептизации;

в отсутствие сахарозы никакой оптимальной точки осаж
и коагуляции несахаров не существует.

Таким образом, четко сформулированы два условия пепт
ции несахаров — присутствие в системе избытка OH^--ионов
полиоксисоединений, например сахарозы. Но природа пепт
ции оставалась невыясненной. Лишь недавно Л. Д. Бобровни
сотрудниками раскрыл роль сахарозы в процессе пептиза
Оксисоединения, в том числе и сахароза, в условиях выс
щелочности способны выступать лигандами, участвуя в обр
вании комплексных соединений с ионами металлов. Было по
зано, что при pH > 11 комплексное соединение кальция и са
розы оказывается настолько устойчивым, что происходит пе
коагулятом катионов Ca^{2+}, затрачиваемого на образование
плекса с сахарозой, и белок частично переходит из коагулят
раствор. То же происходит и с солями виннокислого, лимо
кислого кальция и др.

Таким образом, в присутствии щелочи следует говорить
пептизирующем действии избытка сахарозы в соке на осад
веществ коллоидной дисперсности и ВМС.

Пептизирующее действие сахарозы в сильнощелочной сре
проявляется и по отношению к осадкам кристаллоидов. Сахар
за, связывая ионы кальция в комплексы, снижает их концентр
цию в растворе, обусловливая тем самым переход части крист
лов из осадка в раствор.

Следовательно, на преддефекации оптимальный pH обусл
лен не только свойствами веществ коллоидной дисперсно
но и свойствами всех осаждающихся соединений кальция. По
тому в процессе преддефекации не может быть четко обозн
ченного оптимального значения pH или щелочности, так как
в зависимости от состава несахаров диффузионного сока, тем
пературы и продолжительности процесса зона оптимальной ко
агуляции веществ коллоидной дисперности растянута в инте
вале pH 10,8...11,4. Коагуляция несахаров — обратимая реакц
и при увеличении pH на основной дефекации до 12,3...12,5
может происходить их пептизация, но скорость реакции при
этом невелика. После хорошо проведенной коагуляции на пре
дефекации образовавшийся плотный осадок обладает опред

устойчивостью к пептизирующему действию сахарозы ... концентрации гидроксильных ионов на основной ... Наиболее устойчивы к пептизации крупнодисперс... коагулята с меньшей площадью поверхности. Яв... пептизации следует учитывать при определении опти... продолжительности основной дефекации, не увеличи... ...мерно.

... Л. Д. Бобровника установлено, что коагулят, полученный при ... подкислении диффузионного сока до pH, близкого к изоэлект... (3,5...4,5) свекловичного белка и других ВМС, а затем подщела... ... устойчив к пептизации в условиях высокой щелочности по срав... ...ом, полученным из диффузионного сока, подщелачиваемого ... pH 10,8...11,4. Поэтому при переработке свеклы с большим содержанием ... веществ, веществ коллоидной дисперности и ВМС диффузионный ... известково-углекислотной очисткой целесообразно сульфитировать или ... серной кислотой до pH 3,5...4,5, а затем уже вводить известь. При ... диффузионного сока снижается его цветность и улучшаются седи... фильтрационные свойства.

...ритерием для определения оптимума коагуляции на преддефе... является максимальная скорость осаждения коагулята. ...стаивающийся сок, содержащий крупные плотные час... осадка, образует хорошо проницаемый фильтрующий слой ...фильтровании.

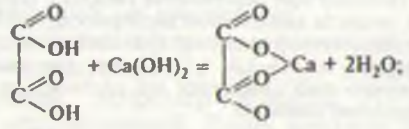
...Контроль за оптимумом коагуляции веществ коллоидной дис... и ВМС на преддефекации следует осуществлять по ... pH, а не по количеству добавляемой извести, так как ...переработке свеклы разного качества (с различным составом ... и буферной емкостью) для достижения оптимального ...дефекованного сока расходуется разное количество из... ... от 0,15 до 0,3 % к массе свеклы.

...Проведение преддефекации при оптимальном pH сводит к ми... пептизацию коагулята на основной дефекации и последую... ...разложение несахаров, обеспечивая тем самым перевод из ... в осадок до 4/5 веществ коллоидной дисперности и ВМС. ... несахаров в диффузионном соке в зависимости от ... свеклы и других факторов меняется, что обусловливает ...ность регулярно уточнять оптимальное значение pH ...дефекации экспериментально и вносить изменения в техно... регламент.

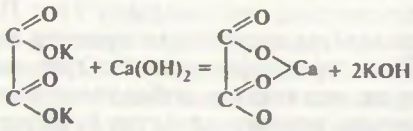
...Следует отметить, что белковые вещества сахарной свеклы ...ородны по своему составу. Среди них различают фракцию ... деструкции с молекулярной массой менее 6000 и ... действительных белковых веществ. У первой фракции ... осаждения составляет 50...60 %, у второй — 90...97 %. ...Длительном хранении свеклы доля деструктурированных ... увеличивается за счет разложения действительных белков, ...результате чего общий эффект их осаждения уменьшается.

Нейтрализация кислот и осаждение кристаллоидов. На преддефе...

фекацию с диффузионным соком поступают кислоты: [illegible]вая, лимонная, винная, яблочная, оксилимонная, а также в [illegible] больших количествах фосфорная и серная. Преобладают [illegible]вая и лимонная кислоты, их доля в общей массе кислот [illegible]ляет 55...60 %. Органические кислоты, реагирующие с [illegible] кальция, находятся в соке как в свободном состоянии, так и [illegible] виде солей калия, натрия. Наиболее полно на преддефек[illegible] осаждаются фосфорная, серная и щавелевая кислоты. Напри[illegible] реакции нейтрализации, осаждения щавелевой кислоты и ее [illegible] лиевой соли протекают следующим образом:



Щавелевая кислота — Оксалат кальция (в осадке)



Оксалат кальция (в осадке)

Первая реакция гидроксида кальция со щавелевой кислот[illegible] (реакция нейтрализации) приводит к образованию осадка окс[illegible] лата кальция. А во второй реакции в растворе появляется KOH [illegible] количестве, эквивалентном концентрации анионов, дающих [illegible] док с кальцием. Эту реакцию называют *реакцией осаждения* [illegible] двойного обмена, она показывает, что образование сильно[illegible] щелочи возможно только тогда, когда анион кислоты образует [illegible] катионом кальция нерастворимую соль. Чем выше доля анионов, осаждаемых гидроксидом кальция, в общем их количестве, тем больше карбонатов щелочных металлов будет образовываться [illegible] II сатурации, например,

$$2KOH + H_2CO_3 = K_2CO_3 + 2H_2O.$$

Карбонаты калия и натрия определяют натуральную щелоч[illegible] ность, с увеличением которой содержание солей кальция в очи[illegible] щенном соке будет уменьшаться, а буферная емкость сока [illegible] увеличиваться. *Буферная емкость* — это степень устойчивости

воздействию кислот или щелочей. Чем выше буферность, тем меньше будет изменяться pH при добавлении большого количества кислоты или щелочи. В некондиционной ... ионы калия и натрия обычно связаны с анионами, не ... с известью нерастворимых солей. Поэтому в очищенном соке, полученном из такой свеклы, натуральная щелочность часто равна нулю или имеет отрицательное значение.

... ионов кальция гидроксильные ионы осаждают катионы магния, алюминия, железа, присутствующие в диффузионном ... в небольших количествах:

$$MgCl_2 + Ca(OH)_2 = Mg(OH)_2 + CaCl_2;$$

$$2AlCl_3 + 3Ca(OH)_2 = 2Al(OH)_3 + 3CaCl_2.$$

... осаждения не полностью завершаются на преддефекации и продолжаются еще и на основной дефекации. Для полноты ... несахаров важно, каким способом достигают оптимального значения pH. Теоретически обоснована и практически ... более высокая эффективность прогрессивной предварительной дефекации, когда pH диффузионного сока повышают постепенно и в нем поочередно создаются оптимальные условия коагуляции и осаждения для различных групп несахаров, имеющих неодинаковый оптимум осаждения и коагуляции. Наиболее полная коагуляция несахаров достигается, если при прогрессивном подщелачивании в интервале pH 8...10 в течение ... минут выдерживают pH-паузу, необходимую для создания зоны ... гидрофильных веществ коллоидной степени дисперсности и ВМС. Эту зону называют еще *метастабильной*. В ней ... стабилизационный эффект, открытый Бригель—Шарпом, когда часть веществ коллоидной дисперсности и ВМС ... и некоторые из них, например полиэлектролиты ... характера, увеличивают свой отрицательный заряд в ... с усилением диссоциации карбоксильных групп. При этом ... одноименному заряду ветви полиэлектролитов отталкиваются и выпрямляются, чем можно объяснить легкий доступ ... внутрь макромолекул ВМС для осуществления обменной ... ионами K^+, Na^+, H^+. Вещества коллоидной дисперсности в Ca^{2+} форме гидратированы меньше, чем в других формах.

При спонтанном осаждении, когда всю известь добавляют ..., ионный обмен происходит только на поверхности коллоидной мицеллы и не может охватить все противоионы. Кроме ..., изменение геометрии макромолекулы интенсифицирует ее ... на поверхности кристаллов $CaCO_3$ благодаря увеличению вероятности встречи взаимодействующих агентов. Взаимо... усиливается, если поверхность осадка карбоната кальция ... положительно.

Экспериментально показано, что при прогрессивном добавлении извести на преддефекации первые частицы, выпавшие в осадок при pH-паузе, в последующих зонах pH служат зародышами для осаждающихся частиц. В результате новые частицы не возникают, а имеющиеся постепенно укрупняются, упаковываясь в глобулы с упорядоченной структурой. Поэтому в предефекованном соке при прогрессивной преддефекации образуется меньший по объему осадок с более крупными частицами, чем в процессе оптимальной преддефекации, когда глобулы формируют хаотичную сетчатую структуру. Предполагается также, что частицы преддефекационного осадка, имеющие анизотропную форму, в результате возникновения связей между карбоксильными группами коагулята через ион кальция образуют агрегаты (рис. 62).

При оптимальной преддефекации коагуляция наступает сразу, вследствие чего образуются частицы разного размера и осадок рыхлой неоднородной структуры. А при прогрессивной преддефекации появляются крупные и равномерные агрегаты хорошо фильтрующегося осадка, в состав которых входят еще и кристаллы карбоната кальция, поступающие на преддефекацию с суспензией сока II или I сатурации. Такое взаимодействие свежеобразовавшихся веществ коллоидной дисперсности, $CaCO_3$ и [illegible] связано с вытеснением связанной воды и уплотнением агрегатов. Частицы карбоната кальция находятся преимущественно внутри агрегатов, что способствует увеличению их жесткости.

Во избежание местного перещелачивания при прогрессивной преддефекации известковое молоко добавляют к соку в последнюю или предпоследнюю секцию, что обеспечивает равномерное нарастание щелочности сока в первых секциях. А в метастабильную зону (pH 8...10) в качестве центров коагуляции вводят положительно заряженные частицы карбоната кальция в виде сгущенной суспензии сока II или I сатурации.

При этом осаждаемые крупные молекулы белков, пектиновых веществ, частиц коллоидной степени дисперсности, имеющие в этой зоне pH максимальный отрицательный заряд, концентрируются вокруг положительно заряженной частицы карбоната кальция. Их коагуляция при дальнейшем повышении pH приводит к тому, что плотная частица карбоната кальция плотностью 2,7 г/см³ оказывается внутри крупного конгломерата сорбированных ВКД и ВМС, обусловливающих

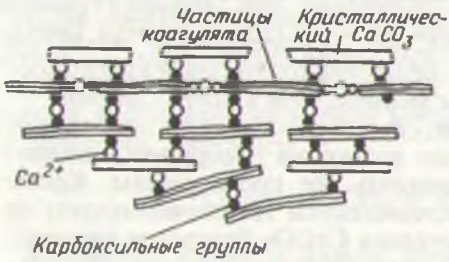


Рис. 62. Схема агрегации преддефекованного осадка

...ненную плотность всей частицы и более высокую скорость ...ания.

...ок I сатурации возвращают на преддефекацию, когда отделе... сатурационного осадка после I сатурации проводят седимен... (в отстойниках) и не включают дефекацию сока перед II ...рацией. В этом случае сатурационного осадка на II сатура... ...разуется недостаточно для возврата. При проведении де... ...ии перед II сатурацией и возврате суспензии сока II сату... ...ии на преддефекацию сатурационный осадок должен сгу... ...ся в непрерывнодействующих листовых фильтрах или ...ойниках с фильтрующим слоем осадка и добавлением флоку... ..., так как при этом получают концентрированную суспен... ...в которой частицы $CaCO_3$ сохраняют еще достаточно высо... ...поверхностную активность (положительный ζ-потенциал).

При проведении прогрессивной преддефекации важно опре... ...значение pH-паузы, при котором наступает стабилизаци... ...ффект веществ коллоидной дисперсности. Как раз в этот ...мент следует вводить центры коагуляции (суспензию сока II ...I сатурации). Одним из таких показателей является минимум ...электропроводности системы, что соответствует pH 8...9 в диф... ...ионном соке низкого качества и pH около 9,5...10,0 в соке ...его качества.

Введение центров коагуляции с положительным ζ-потенциа... ...в момент наступления стабилизационного эффекта дает воз... ...ность наиболее полно проводить коагуляцию несахаров и ...лучать сок I сатурации с лучшими седиментационно-фильтра... ...ными свойствами.

Усиливающее влияние на адсорбционную активность карбоната ...ия, выполняющего роль центров коагуляции и осаждения, ...ывает одновременное присутствие в системе ионов кальция ...гидроксида. Поэтому адсорбционную активность осадка карбо... ...кальция в сгущенной суспензии сока II сатурации повыша... ...подщелачиванием известью при интенсивном перемешива... ..., увеличивая тем самым величину положительного заряда. ...Например, если в суспензию сатурационного осадка сока II са... ...ии ввести всю известь, расходуемую на преддефекации, и ...вать смесь равномерно в преддефекатор для прогрессивного ...ования щелочности сока, то удается повысить адсорбцион... ...активность осадка и качество очищаемого сока, снизить в ...содержание солей кальция и цветность.

При возврате на преддефекацию частично отсатурированного ...ока также получают хороший адсорбционный эффект, но се... ...ационно-фильтрационные свойства сока не улучшаются. ...ъясняется это тем, что с активированной суспензией в зону с ...II — III на преддефекацию возвращаются не только активизи... ...ные частицы $CaCO_3$, но и часть извести, которая повышает

pH в зоне раньше, чем вещества коллоидной дисперсности и ВМС сгруппируются вокруг частиц $CaCO_3$.

М. И. Даишев с сотрудниками предложил новый способ активизации осадка суспензии сока II сатурации, по которому суспензию перед вводом на преддефекацию подвергают глубокому пересатурированию до pH 7,5...8,0. При этих значениях pH частицы $CaCO_3$ приобретают положительный заряд, увеличивающийся с углублением пересатурирования. Это обусловлено появлением в растворе гидрокарбоната кальция, анионы которого (сопутствующие зарядообразующим ионам кальция) в отличие от гидроксильных ионов не повышают pH. Поэтому суспензия сока II сатурации с частицами карбоната кальция, активизированными пересатурированием, можно возвращать в зону с pH 8...10 или смешивать непосредственно с диффузионным соком перед преддефекацией.

Активизация суспензии сока II сатурации пересатурированием до pH 7,5...8,0 и возврат ее на преддефекацию в зону pH-паузы дают возможность повысить степень осаждения несахаров и эффективность очистки диффузионного сока.

При наличии в диффузионном соке декстрана и левана свободный гидроксид кальция вредно влияет на агломерацию полисахаридов с карбонатом кальция. Поэтому в данном случае сатурационный осадок сока II или I сатурации гидроксидом кальция не активизируют.

ПРОВЕДЕНИЕ ПРЕДДЕФЕКАЦИИ

Оптимальная преддефекация. Оптимальную преддефекацию диффузионного сока проводят при 85...88 °С нормально отсатурированным нефильтрованным соком I сатурации (30...100 % к массе свеклы) либо частью его сгущенной суспензии и дефекованным соком (20...30 % к массе свеклы). После смешивания соков в соотношении, определенным заводской лабораторией, достигается оптимальное значение pH. Часто указанного количества возврата дефекованного сока бывает недостаточно для достижения оптимального pH и его увеличивают до 40 %. Но при возврате большого количества дефекованного сока, содержащего продукты распада сахаров, амидов и др., происходит ухудшение коагуляции и осаждения, сокращается продолжительность преддефекации и основной дефекации, снижается термоустойчивость сока (*термоустойчивость* — способность сока при нагревании длительное время сохранять свои технологические качества почти неизменными). Поэтому вместо возврата большого количества дефекованного сока более предпочтительно подщелачивать возвращаемой сок I сатурации известью (около 0,2 % CaO к массе свеклы), что дает воз-

ность получать преддефекованный сок прозрачным, с меньшей цветностью.

Чем больше возвращается сока I сатурации или его сгущенной суспензии на преддефекацию, тем больше образуется крупных и быстрооседающих частиц. Но при расходе извести на очистку диффузионного сока не более 2,5 % к массе свеклы возврат сока I сатурации во избежание сильного ухудшения качественных показателей не должен превышать 100 % к массе свеклы. Хотя возврат и такого количества снижает общую эффективность очистки диффузионного сока на 3...4 %. Это объясняется тем, что при возврате, например, 100 % сока I сатурации по схеме прямотоком проходит только около 50 % диффузионного сока, а остальная масса его подвергается 3...5-кратной известково-углекислотной обработке. При возврате же на преддефекацию эквивалентного количества сгущенной суспензии сатурационного сока (по карбонату кальция) через одноступенчатую известково-углекислотную обработку проходит уже около 90 % диффузионного сока (рециркуляция сока составляет не более 10 %) и такая схема приближается к прямоточной. В данном случае лучше используются адсорбционные свойства карбоната кальция, увеличивается продолжительность дефекации, появляется возможность заменить аппараты большей вместимости на меньшую.

На практике придерживаются следующих правил. Если в схеме очистки сока имеются гравитационные отстойники для сока I сатурации, то на преддефекацию возвращают нефильтрованный сок I сатурации (не более 100 % к массе свеклы). При наличии листовых фильтров (ФиЛС) на преддефекацию возвращают 1/3...1/4 сгущенной суспензии сока I сатурации. Если же перед II сатурацией проводят дефекацию сока с расходом 15...25 % CaO от ее общего количества, то наилучших фильтрационно-седиментационных свойств осадка и эффекта очистки достигают при возврате на преддефекацию всей сгущенной суспензии сока II сатурации, активируя ее свежеприготовленным известковым молоком при интенсивном перемешивании в течение 4...5 мин. При смешивании с известью повышается адсорбционная активность осадка. Для активации используют всю известь, расходуемую на преддефекацию.

При очистке диффузионного сока, содержащего 3 % и более (к массе СВ) редуцирующих веществ, веществ коллоидной дисперсности и ВМС, сатурационной осадок не активируют.

Возврат сока или сгущенной суспензии будет наиболее эффективным, если на очистку диффузионного сока расходуется 100...120 % активной извести к массе несахаров диффузионного сока. Тогда ζ-потенциал частиц сатурационного осадка в возвращаемой суспензии будет положительным. Чем больше расход CaO к массе несахаров сока, тем выше положительный ζ-потен-

циал частиц $CaCO_3$ и тем более активными будут они на пре-
фекации. Возврат суспензии с отрицательно заряженными час-
цами нежелателен.

Повышенной эффективности преддефекации можно дост-
направляя на преддефекацию в качестве возврата частично
сатурированный преддефекованный или дефекованный
карбонизируя 20...40 % гидроксида кальция. Образовани-
при этом сахаратная суспензия способствует более эффект-
ному осаждению таких высокомолекулярных полисахар-
бактериального происхождения, как декстран и леван, а та-
других несахаров. Удаление декстрана и левана (молекуляр-
масса $10^5...10^6$) будет продолжаться и на I сатурации, та
наилучшим осадителем этих полимеров диффузионного
является карбонат кальция в момент его образования в
лочной среде.

При наличии в диффузионном соке большого количества
сахаров с отрицательным зарядом добавление 0,2...0,3 % CaO
преддефекации недостаточно, поэтому массу вводимой и
увеличивают до 0,4...0,5 % CaO.

Оптимальную преддефекацию обычно проводят в верти-
ном преддефекаторе (рис. 63). Диффузионный сок, сок I сату-
ции и дефекованный сок по отдельным патрубкам поступают
нижнюю часть аппарата, который состоит из цилиндрическ-
корпуса *3*, лопастной мешал-
4, пеносбрасывателя *1* и
шалки *5* для взмучивания
ка. Контрлопасти *2* предотвра-
ют круговому вращению
Преддефекованный сок отво-
через переливную коробку
аппарат основной дефекации.

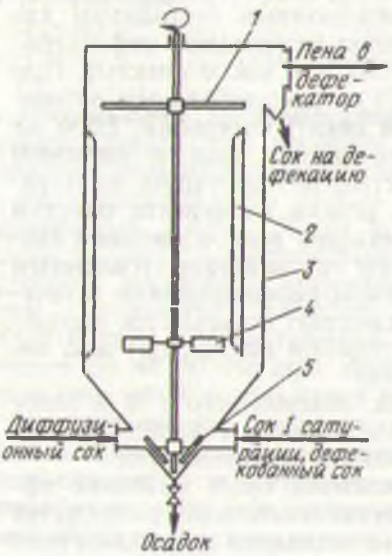


Рис. 63. Схема аппарата для оптимальной преддефекации

Прогрессивная преддефекация. Смешивая в процессе
тимальной преддефекации
резко различающиеся по щел-
ности и pH, не удается из-
жать местного перещелачи-
ния смеси, что снижает эффек-
тивность осаждения веще-
коллоидной дисперсности.
Поэтому на большинстве са-
харных заводов прогрессивна
преддефекацию проводят в сат-
ционном аппарате (рис.
который представляет
горизонтальное корыто, раз-
ленное перегородками *2* и

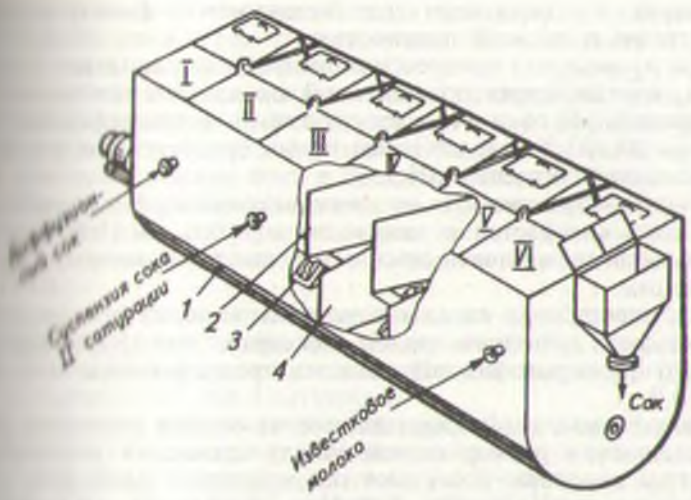


Рис. 64. Схема аппарата для прогрессивной преддефекации

или восемь секций. В нижней части аппарата вращается с лопастями *3*. Нижняя перегородка *4* неподвижная и доходит до дна на 300 мм, верхняя перегородка *2* подвижная при повороте на определенный угол вокруг вертикальной оси открывает щель между секциями. Верхняя кромка перегородки *2* доходит над переливом отводной коробки на 150...200 мм, что предотвращает разделение аппарата на секции и одновременно способствует удалению пены.

Диффузионный сок поступает в I секцию аппарата, а известковое молоко через дозатор — в VI секцию в количестве, обеспечивающим оптимальный pH выходящего из аппарата сока. Через щели, образованные перегородками *2* и корпусом аппарата, часть более щелочного сока из одной секции переливается в другую навстречу потоку диффузионного сока. При этом процесс преддефекации протекает при плавном нарастании щелочности до оптимального значения без местного перещелачивания и с pH-паузой в зоне стабилизации веществ коллоидной дисперсности, одновременно в эту зону возвращается оборотная суспензия сатурационных осадков. При этом образуются слабогидратированные конгломераты, включающие вещества коллоидной дисперсности, ВМС и труднорастворимые соли кальция. Эти конгломераты почти не пептизируют на основной дефекации, что дает возможность получать сок I

сатурации с хорошими седиментационно-фильтрационными свойствами и низкой цветностью.

При проведении прогрессивной преддефекации нет необходимости, как во время оптимальной преддефекации, строго контролировать pH сока на выходе, поэтому в преддефекатор добавляют на 20...30 % больше извести, чем требуется для достижения оптимального значения pH.

Обычно в зависимости от качества свеклы pH преддефекованного сока колеблется в интервале от 10,6 до 11,8. Чем выше натуральная щелочность сока, тем выше и pH-оптимум на преддефекации.

При переработке свеклы с высоким содержанием редуцирующих веществ и полисахаридов (декстран, леван) для улучшения условий фильтрования pH сока на преддефекации снижают до 9,5...10,0.

Количество сока, возвращаемого из секции в секцию, регулируют, изменяя размер щелей между кромками перегородок и корпусом аппарата. В секциях поддерживают примерно следующие значения pH: I — 7,0...7,2; II — 7,8...8,0; III — 8,6...8,8; IV — 9,4...9,6; V — 10,2...10,4; VI — 10,8...11,4. Допустимое отклонение ±0,2.

В первых секциях концентрация гидроксильных ионов в соке нарастает медленнее, чем в последних, что необходимо для создания зоны стабилизации частиц коллоидной дисперсности. В этой зоне при определенном значении pH, зависящем от технологических качеств свеклы (в интервале pH 8...10), коллоидные частицы проходят через метастабильную фазу — «стареют» (образуется стабилизированный золь), что предшествует их массовой коагуляции. При введении в сок центров коагуляции — кристаллов карбоната кальция (с соком I сатурации или сгущенной суспензией сока II сатурации) в конце зоны стабилизации примерно в III...IV секциях преддефекатора вещества коллоидной дисперсности и ВМС легко контактируют с поверхностью кристаллов и образуют конгломераты.

Оптимальное значение pH метастабильной зоны веществ коллоидной дисперсности определяют в заводской лаборатории для каждой партии перерабатываемой свеклы отдельно. Примерную экспериментальную зависимость оптимального pH для ввода центров коагуляции от чистоты диффузионного сока $Ч_{д.с}$ с учетом минимальной удельной электропроводности можно выразить уравнением

$$pH_{опт} = 0{,}19Ч_{д.с} - 6{,}67. \quad (1)$$

Основное условие успешного осуществления прогрессивной преддефекации — это равномерное движение сокового потока при неизменном соотношении возвращаемой сгущенной суспен-

ия сока I сатурации. Только при постоянной скорости ления сока через аппарат может быть достигнута необхо- степень подщелачивания.

стабилизации потока сока над преддефекатором следует ить напорную буферную емкость и оттуда подавать сок ком с постоянной скоростью. Это даст возможность устра- ильное пенение сока в преддефекаторе, наблюдаемое при ботке свеклы низкого качества. Пенение сока в преддефе- подавляют, добавляя в сок растительные жиры или отходы водства в виде эмульсии, например эмульсию соапстока ПАП.

ога для уменьшения пенения сока в подвижных перего- аппарата на высоте 80...100 мм от уровня сока вырезают , а в первых секциях устанавливают форсунки, через кото- рыскивают сок I сатурации.

ановлено, что рециркуляция преддефекованного сока в го- альном аппарате способствует осаждению несахаров и об- нию более плотного осадка, устойчивого к пептизации. у на некоторых сахарных заводах по предложению Пыкина, А. М. Гаврилова и А. А. Славянского из общего ока преддефекованного сока с pH 10,9...11,4 отбирают часть сатурируют в вертикальной трубе до pH метастабильной и возвращают в ту секцию преддефекатора, где ВКД и находится в метастабильном со- нии. При сатурировании в трубе часть извести превращается в ый карбонат кальция и в фекаторе выполняет роль коагу- для осаждающихся частиц.

Горизонтальный преддефекатор ет большие габаритные размеры, и новка его с другим оборудовани- трудна, поэтому для прогрес- преддефекации более предпо- но использовать вертикальные раты.

На рис. 65 показана схема верти- ного прямоточного секционного фекатора, в котором режим дви- сока приближается к идеально- ытеснению. Аппарат не имеет дви- ихся деталей, сок и щелочные до- и смешиваются при помощи динамических смесителей. Аппа- разделен на семь секций (I...VII) *1*, овательно соединенных между переходными патрубками *2* с со-

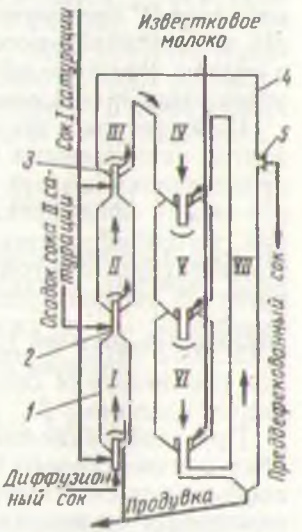


Рис. 65. Схема преддефекации в прямоточном секционном аппарате

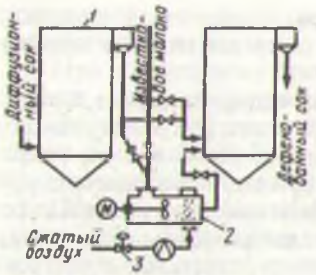


Рис. 66. Схема интенсификации процесса основной дефекации сока

плами *3*. Узел перехода из секции в секцию называют камерой смешения.

Диффузионный сок поступает в аппарат снизу, смешивается с частью возвращаемого сока I сатурации, при переходе из секции I в секцию II и далее в секцию III к нему добавляется еще суспензия осадка сока II сатурации и сок I сатурации. Затем он опускается вниз по секциям IV, V, VI, смешиваясь в камерах смешения с известковым молоком. Преддефекованный сок поднимается вверх по трубе секции VII и через патрубок *5* поступает на основную дефекацию. Пена собирается в верхней полости *4*.

При переходе из секции в секцию происходит прогрессивное нарастание щелочности примерно в следующих границах pH: I — 7,0...7,2; II — 7,6...7,8; III — 8,0...8,2; IV — 8,5...9,0; V — 9,2...9,8; VI — 10,4...10,6; VII — 11,2...11,5.

Для контроля pH преддефекованного сока непосредственно в потоке на выходе из аппарата устанавливают pH-метр, который фиксирует показания pH при температуре процесса. В лаборатории завода систематически определяют оптимальное значение pH преддефекованного сока, его температурный коэффициент и с учетом этого вводят корректировку в автоматическую систему управления процессом преддефекации.

На некоторых заводах для повышения термоустойчивости и других качественных показателей очищенного сока используют суперкавитационный смеситель (СК-смеситель), устанавливая его между преддефекатором и аппаратом основной дефекации для интенсификации контакта извести и сока (рис. 66). В соответствии с этой схемой известковое молоко подают в трубу на выходе преддефекованного сока из аппарата *1* в СК-смеситель *2*, а сжатый воздух с избыточным давлением 0,05...0,07 МПа — непосредственно в СК-смеситель. Примерное соотношение сока и воздуха 1:1 поддерживается регулирующим клапаном *3*.

При кавитационной обработке смеси преддефекованного сока и известкового молока происходит интенсификация массообмена за счет кумулятивного воздействия на реагенты схлопывающих кавитационных пузырьков. В результате в очищенном соке уменьшаются содержание кальциевых солей и цветность.

ОСНОВНАЯ ДЕФЕКАЦИЯ

ЦЕЛЬ ОСНОВНОЙ ДЕФЕКАЦИИ

Основную дефекацию проводят сразу после преддефекации и промежуточного фильтрования. Здесь также различают холодную, теплую и горячую основную дефекации, т. е. обработку известковым молоком при температуре соответственно 40...50, 50...65 и 85...88 °С. На преддефекации под действием ионов гидроксила и кальция полностью заканчиваются реакции нейтрализации кислот диффузионного сока, коагуляции и осаждения веществ коллоидной дисперсности, ВМС, а также реакции осаждения бо́льшей части анионов фосфорной, щавелевой, уксусной, лимонной, оксилимонной, яблочной, винной кислот и ионов солей магния, алюминия и железа. Но реакции разложения ряда органических несахаров, содержащихся в диффузионном соке, на преддефекации только начинаются, и для их завершения необходимы более высокие щелочность, температура и продолжительность реакции. Поэтому главная задача основной дефекации — разложение амидов кислот, солей аммония, редуцирующих веществ, омыление жиров, доосаждение анионов кислот, а также создание избытка извести, необходимой для получения достаточного количества $CaCO_3$ на I сатурации. Если реакции разложения не завершены в сокоочистительном отделении, продолжаясь на следующих стадиях технологического процесса, они будут снижать качество сиропа и сахара.

На дефекации расходуется примерно 2/3 всей извести, предназначенной для очистки диффузионного сока. Общий расход ее определяется содержанием растворимых несахаров в диффузионном соке и составляет примерно 100...110 % к массе несахаров.

ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКЦИИ НА ОСНОВНОЙ ДЕФЕКАЦИИ

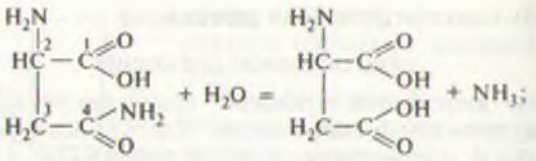
Разложение органических несахаров диффузионного сока на основной дефекации происходит под действием высокой концентрации гидроксильных ионов извести.

Соли аммония при разложении выделяют аммиак, а в растворе остается эквивалентное количество солей кальция:

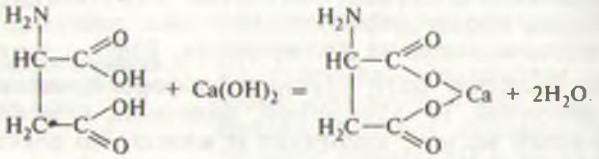
$$2NH_4Cl + Ca(OH)_2 = 2NH_4OH + CaCl_2;$$

$$NH_4OH = NH_3 + H_2O.$$

В результате разложения амидов кислот (аспарагина, глутаминовой, аспаминовой кислоты, аллантоина) также выделяется аммиак и в растворе накапливаются растворимые соли кальция, способствующие увеличению потерь сахарозы и затрудняющие ее кристаллизацию:



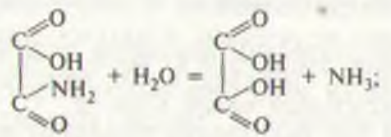
Аспарагин — Аспарагиновая кислота



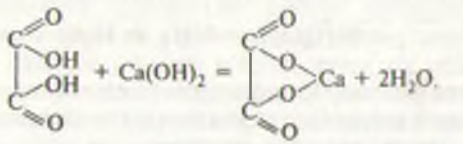
Аспарагиновая кислота — Кальциевая соль аспарагиновой кислоты (в осадке)

Аналогичная реакция идет и с глутамином, только она протекает в двух направлениях: с одной стороны, идет образование глутаминовокальциевой соли, а с другой — циклизация и образование пирролидонкарбоновокальциевой соли. Гидролиз глутамина под действием гидроксильных ионов протекает с большей скоростью, чем аспарагина. Так, при концентрации 2 % CaO и 15 % сахарозы в растворе при температуре 80 °С константа скорости гидролиза аспарагина будет $23{,}2 \cdot 10^{-2}$, а глутамина $10{,}1$ (моль/л)$^{-1} \cdot$ мин$^{-1}$. Глутамин, как видим, разлагается примерно в 44 раза быстрее, чем аспарагин.

Оксаминовая кислота разлагается очень медленно, с выделением аммиака и оксалата кальция в осадке:

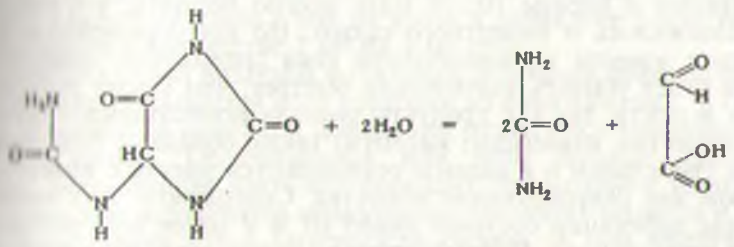


Оксаминовая кислота — Щавелевая кислота

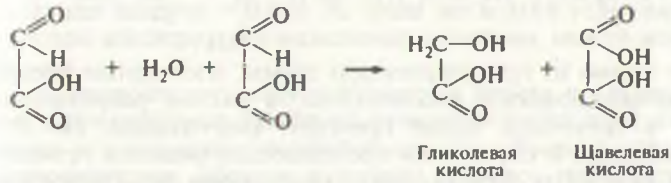


Щавелевая кислота — Оксалат кальция (в осадке)

Аллантоин реагирует по схеме



Образовавшаяся в реакции мочевина под влиянием извести распадается на NH_3 и CO_2, а глиоксалевая кислота претерпевает самоокисление-восстановление (реакция Канниццаро), т. е. карбонильная группа одной молекулы глиоксалевой кислоты окисляется в кислотную, тогда как альдегидная группа другой молекулы восстанавливается в спиртовую группу и в результате образуются две кислоты — гликолевая и щавелевая:



На основной дефекации разложение оксаминовой кислоты и аллантоина не успевает завершиться и продолжается в корпусах выпарной установки с выделением щавелевокальциевой соли на поверхностях теплообмена.

Редуцирующие сахара разрушаются в щелочной среде довольно быстро, образуя органические кислоты: молочную, уксусную, муравьиную, гликолевую, левулиновую и др.

Глубина разложения редуцирующих сахаров в соке на основной дефекации зависит от температуры и продолжительности процесса (табл. 14).

Таблица 14

Продолжительность дефекации, мин	Масса РВ, разложившихся на дефекации (%), при температуре (°С)	
	50	85
5	60	83
10	68	93
15	72	96
20	75	96
30	80	97

При разложении 70...90 % редуцирующих веществ, которое достигается в первые 10...15 мин, можно принять, что столько же разложилось и инвертного сахара. Но при дальнейшем воздействии извести на компоненты сока содержание инвертного сахара будет убывать значительно быстрее, чем сумма редуцирующих веществ, так как продукты распада моносахаридов (красящие вещества, альдегиды, кислоты) также обладают редуцирующими свойствами и в анализе определяются вместе с инвертным сахаром как редуцирующие вещества. Содержание этих веществ в конце дефекации составит около 10 % к массе всех редуцирующих веществ сока. Поэтому можно считать, что, например, при разложении 93 % РВ через 10 мин при 85 °С инвертный сахар в реакции израсходован полностью. Учитывая это, увеличивать длительность горячей дефекации более чем на 10 мин и холодной — более чем на 30 мин при переработке свеклы удовлетворительного качества нецелесообразно.

Превращение редуцирующих сахаров происходит через общую для всех моносахаридов промежуточную енольную форму, например 1,2-*енол* (R—COH=C$\overset{H}{\underset{OH}{}}$) по схеме (рис. 67)

Как видно из представленной схемы, изомерные превращения сахаров обусловлены енолизацией, а распад редуцирующих веществ в щелочной среде проходит ряд этапов. Но при всем многообразии и сложности протекающих реакций прослеживается два основных направления, конечными продуктами которых являются органические кислоты или красящие вещества. Интенсивность того или другого пути зависит от условий дефекации. Реакции конденсации и образования красящих веществ усиливаются в условиях повышенных температур и недостаточного контакта с кислородом воздуха, а выход органических кислот — при обогащении реакционной смеси кислородом или понижении температуры. При диспергировании кислорода воздуха в сок де-

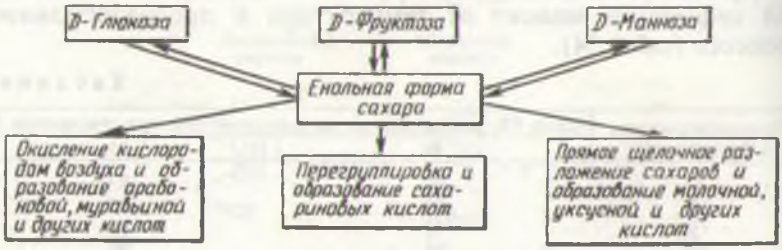


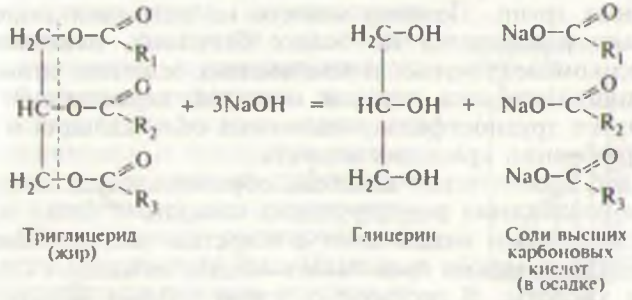
Рис. 67. Схема превращения редуцирующих сахаров в щелочной среде

...преддефекованного сока проходит более интенсивно в ...результате улучшения гидродинамического режима в аппарате. ...ух следует подавать в сок на входе в дефекатор после тепло...ников в количестве 1 м^3 на 1 м^3 сока.

...работка сока воздухом в процессе основной дефекации по...ительно сказывается и на удалении из сока аммиака. В обыч...х условиях на основной дефекации разлагается примерно 1/3 ...мов кислот. Образующийся при этом аммиак удаляется ...ой, значительная часть его проходит до выпарной установки ...ствует там источником образования красящих веществ и при...ной снижения pH и щелочности сиропа. А при продувании ...духа на основной дефекации эффективность удаления аммиа...а повышается в 2...3 раза. В результате на 40...50 % снижается ...ность сока II сатурации и на 0,6...0,8 % повышается его ...тота. Сок становится более термоустойчивым.

Следует отметить, что аммиачный азот значительно больше ...ияет на термоустойчивость очищенного сока, чем продукты ...пада редуцирующих веществ и других несахаров. Некоторым ...достатком аэрации дефекованного сока воздухом является ...исление сахарозы. Например, при продувании воздуха через ...к температурой 80 °С за 1 ч окисляется 0,65...0,7 % сахарозы, а ...з продувания воздуха — 0,025 %. Если же в этих условиях про...вать чистый кислород, то окисление сахарозы может возрасти ...о 1,4 %.

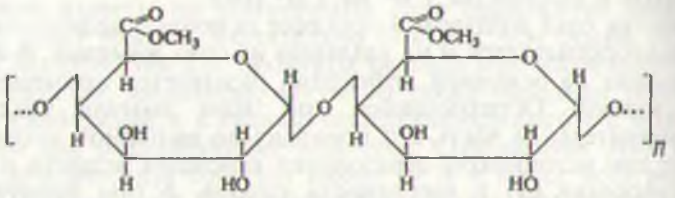
Кроме амидов кислот, редуцирующих и других несахаров воз...действию гидроксильных ионов на основной дефекации подвер...ены жиры и пектиновые вещества свеклы. Жиры в щелочной ...реде гидролизуются, образуя глицерин и смесь нерастворимых ...олей высших жирных кислот — мыло. Соли выпадают в осадок, ...а глицерин остается в растворе:



Триглицерид (жир) | Глицерин | Соли высших карбоновых кислот (в осадке)

Нерастворимые пектиновые вещества (протопектин), попавшие в диффузионный сок вместе с мезгой, под действием извести распадаются на растворимый пектин, арабан и галактан. Пектин — это полисахарид, представляющий собой метоксилирован-

ную полигалактуроновую кислоту с небольшим содержанием ацетильных групп



Метоксилированная полигалактуроновая кислота

Степень метоксилирования пектина зависит от pH среды: при pH>11 она достигает 90...95 %. При коротком контакте с известью пектин как кислота образует легкоотфильтровываемый осадок пектината кальция и неразложившегося пектина. А при длительном действии извести, что характерно для основной дефекации, пектин разлагается с образованием метилового спирта, уксусной и полигалактуроновой кислот. Метиловый спирт при выпаривании сока улетучивается, уксусная кислота остается в растворе в виде уксуснокальциевой соли, а полигалактуроновая кислота дает слизистый, трудноотфильтровываемый осадок пектата кальция.

Арабан и галактан, выделившиеся при гидролизе протопектина, каких-либо изменений на дефекации не претерпевают и переходят в мелассу.

Белковые вещества под действием извести частично расщепляются, образуя смесь растворимых полипептидов — веществ с более короткой, чем у белков, цепью и имеющих больше концевых аминных групп. Поэтому известь на основной дефекации отрицательно сказывается на осадке белковых, пектиновых и других высокомолекулярных и коллоидных веществ, снижая качество очищенного сока, так как несахара, перешедшие в раствор, образуют трудноотфильтровываемые соли кальция и участвуют в образовании красящих веществ.

Почти все органические кислоты, образовавшиеся в процессе щелочного разложения редуцирующих сахаров, а также некоторые аминокислоты и амиды дают с известью растворимые соли кальция, которые можно представить общим символом CaA_2, где A — анион кислоты. В растворе с этими солями находится до 60 % CaO к массе редуцирующих сахаров. Следовательно, чем больше в диффузионном соке редуцирующих сахаров, тем выше в дефекованном соке концентрация растворимых солей кальция.

Дефекованный сок имеет высокую щелочность, которая обусловлена присутствием растворенных веществ — $Ca(OH)_2$, KOH

NaOH, содержит в растворе сахарозу, соли CaA_2, другие растворимые несахара (НСХ) и в осадке нерастворившиеся $Ca(OH)_2$, соли щавелевой, фосфорной и других кислот, условно обозначенные Cax_2, коагулят белковых, пектиновых веществ и клетчатки.

Состав дефекованного сока можно представить в виде схемы:

$$\frac{Ca(OH)_2,\ KOH,\ NaOH,\ CaA_2,\ \text{сахароза, НСХ } (\textit{в растворе})}{Ca(OH)_2,\ Cax_2,\ \text{коагулят } (\textit{в осадке})}$$

Глубина реакций разложения на основной дефекации зависит от активной щелочности, температуры и продолжительности процесса.

ПРОВЕДЕНИЕ ОСНОВНОЙ ДЕФЕКАЦИИ

На большинстве заводов основная дефекация протекает в две ступени. Холодную дефекацию проводят в аппарате (рис. 68) с мешалкой, вращающейся с частотой 2,5 $мин^{-1}$. При этом обеспечивается достаточно высокая степень аэрации сока, что способствует окислению полифенолов, и широкий (от 0 до 60 мин) диапазон регулирования длительности процесса. Аппарат работает в режиме, близком к прямому вытеснению, и выполняет роль буферной емкости, стабилизирующей соковый поток.

При низкой температуре и оптимальной длительности (до 30 мин) в процессе холодной основной дефекации обеспечиваются повышенная растворимость извести и хороший контакт ее с соком. При аэрации сока воздухом можно получить менее окрашенный и более термоустойчивый продукт и повысить эффективность очистки сока. Последующая перекачка сока насосом из аппарата холодной в аппарат горячей дефекации через многоходовые теплообменники исключает необходимость механического перемешивания его на горячей ступени дефекации, поэтому горячая основная дефекация протекает без перемешивания и также при прямоточном вытеснении сока из дефекатора. Для горячей дефекации используют аппарат (рис. 69) с плавным регулированием длительности процесса от 0 до 10 мин, с верхним подводом и нижним отводом горячего дефекованного сока.

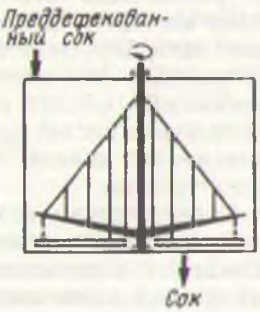


Рис. 68. Схема аппарата для холодной основной дефекации сока

Главное требование, которое предъявляется к процессу основной дефекации, — это стабилизация концентрации оксида кальция в дефекованном соке,



Рис. 69. Схема аппарата для горячей основной дефекации сок

которая обеспечивается автоматическим дозированием известкового молока в сок. Расход извести, продолжительность и температуру процессов холодной и горячей ступеней основной дефекации в зависимости от качества свеклы устанавливает лаборатория завода.

При переработке свеклы низкого качества (подмороженная, подгнившая, подвяленная) длительная горячая дефекация оказывает отрицательное влияние на седиментационные и фильтрационные свойства сока I сатурации. В этом случае продолжительность основной дефекации уменьшают, вплоть до исключения основной дефекации, а известковое молоко подают в трубопровод перед сатуратором. Преддефекацию сохраняют, так как без нее сок будет сильно пениться в сатураторе. Процесс обработки сока в сатураторе сатурационным газом с одновременным добавлением известкового молока без основной дефекации называют *дефекосатурацией.*

Дозирование извести в разные точки технологической схемы осуществляют либо с помощью автоматических регулирующих клапанов, либо каскадным дозатором.

I САТУРАЦИЯ

ЦЕЛЬ I САТУРАЦИИ

Дефекованный сок, содержащий коагулят, гидроксид кальция в растворе и осадке, подают на I сатурацию, где обрабатывают сатурационным газом. Вследствие карбонатации образуется карбонат кальция, частицы которого, обладая положительным зарядом, адсорбируют отрицательно заряженные несахара — продукты распада редуцирующих веществ, красящие вещества, соли карбоновых кислот и др. Причем удаление растворимых солей карбоновых кислот зависит от члена гомологического ряда, представляемого данной кислотой. Чем он выше, тем больше солей будет удалено.

Следовательно, если на преддефекации и основной дефекации осуществляется химическая очистка сока путем коагуляции, осаждения и разложения несахаров, то на I сатурации происходят физико-химическая очистка сока адсорбцией и формирование хорошо фильтрующегося осадка. Поэтому известь, используемую для очистки диффузионного сока, разделяют на химически активную, действующую в условиях преддефекации и основной дефекации (реакции осаждения, коагуляции и разло-

ции несахаров), и физически активную, действие которой проявляется в процессе сатурации (адсорбции несахаров).

Осадок несахаров (коагулят), выпадающий на преддефекации и основной дефекации, имеет рыхлую гелеобразную структуру, обладает значительной сжимаемостью. Отделить и промыть его в процессе фильтрования трудно, так как при сжатии резко уменьшается объем пор в слое и возрастает сопротивление фильтрованию. Коагулят гораздо легче отделить и промыть, если распределить его в избытке какого-либо материала, образующего в фильтрующей перегородке пористый несжимаемый слой. Таким материалом служат частицы карбоната кальция, образующегося в процессе сатурации дефекованного сока.

Несахара диффузионного сока осаждаются на преддефекации при определенном количестве извести в растворе. Поэтому во избежание обратного растворения несахаров, скоагулировавших на преддефекации, I сатурацию завершают при такой же концентрации извести в растворе, которую затем осаждают только после отделения осадка несахаров, т. е. на II сатурации. Следовательно, причиной разделения сатурации на две стадии является необходимость промежуточного отделения рыхлого осадка несахаров при избыточной щелочности сока. При этом на I сатурации достаточно полно осаждаются несахара, которые в дальнейшем отделяются седиментацией и фильтрованием или только фильтрованием.

Следовательно, цель I сатурации состоит в достижении наиболее полного отделения осажденных известью на преддефекации и основной дефекации несахаров, получении максимального эффекта адсорбции неосаждаемых известью несахаров и образовании структуры осадка с хорошими фильтрационными и седиментационными свойствами.

Для выполнения первой задачи сохраняют высокую остаточную щелочность сока I сатурации, а двух других — создают необходимые условия образования и осаждения карбоната кальция. При этом следует иметь в виду, что остаточная щелочность — это один из факторов, определяющих свойства осадка карбоната кальция.

ОСАЖДЕНИЕ КАРБОНАТА КАЛЬЦИЯ

В дефекованном соке, поступающем на сатурацию, бо́льшая часть извести (80...90 %) находится в осадке и только 10...20 % в растворе, что в среднем эквивалентно щелочности 0,25 % CaO. При контакте диоксида углерода с соком высокой щелочности он сначала из газовой среды переходит в раствор, а затем, взаимодействуя с ионами OH^-, образует H_2CO_3. Скорость образования H_2CO_3 зависит от степени гидратации CO_2, которая прямо пропорциональна концентрации OH^- в растворе и обратно про-

порциональна концентрации ионов гидрокарбоната. С повышением температуры скорость гидратации CO_2 увеличивается, а в присутствии сахарозы — несколько снижается. Отрицательное влияние сахарозы на гидратацию CO_2 характерно только для разбавленных растворов, а в концентрированных растворах сахарозы (> 40 %) скорость гидратации увеличивается по сравнению с растворами без сахара.

Диоксид углерода, поступая в сок в виде газовых пузырьков, растворяется и взаимодействует с ионами OH^- по схеме:

$$CO_2 + OH^- = HCO_3^-;$$

$$HCO_3^- + OH^- = CO_3^{2-} + H_2O.$$

Суммируя эти реакции, получим

$$CO_2 + 2OH^- = CO_3^{2-} + H_2O.$$

При высокой концентрации иона гидроксида кальция, обусловленной реакцией $Ca(OH)_2 = Ca^{2+} + 2OH^-$, растворение CO_2 протекает так, что в растворе остаются только ионы карбоната. Если щелочность недостаточна, то в растворе одновременно с ионами CO_3^{2-} будут находиться и HCO_3^-.

Наличие в системе Ca^{2+} и CO_3^{2-} приводит к образованию $CaCO_3$, который в силу малой растворимости в данных условиях выпадет в осадок:

$$Ca^{2+}\left|(OH)_2^-\right. + H_2^+\left|CO_3^{2-}\right. \rightleftarrows CaCO_3 + 2H_2O$$

$$\uparrow\downarrow\ (OH)_2 \qquad\qquad \uparrow\downarrow$$

$Ca(OH)_2$ (в осадке) — $CaCO_3$ (в осадке)

На I сатурации $Ca(OH)_2$ успевает перейти из твердой фазы в раствор, так как в противном случае в сатураторе накапливался бы нерастворимый гидроксид кальция, чего в действительности не наблюдается даже в условиях быстрой сатурации. Реакция продолжается до полного превращения извести в $CaCO_3$. Исходная щелочность от 1,7 до 2 % CaO быстро снижается до 0,15 % CaO и держится на этом уровне, пока в осадке содержится гидроксид кальция.

Изучение массообменных процессов на сатурации показало, что лимитирующей стадией всего процесса сатурации является растворение газа CO_2, на скорость которого существенно влияет концентрация OH-ионов. А скорость растворения $Ca(OH)_2$ зави-

от дисперсности твердой фазы и гидродинамической ситуации в реакторе.

Механизм адсорбции несахаров в процессе карбонатации гидроксида кальция можно объяснить, исходя из физико-химических представлений. Вначале в растворе в результате взаимодействия ионов Ca^{2+} и CO_3^{2-} в условиях избытка первого и постепенного прироста второго образуются мицеллы $CaCO_3$ (микрочастицы осадка коллоидной степени дисперсности), которые являются активным адсорбентом. Степень дисперсности этих мицелл настолько велика, что визуально они не определяются. Адсорбционные свойства мицелл характеризуются поверхностным положительным зарядом частиц (ζ-потенциалом), обусловленным ионами кальция.

Поверхность свежеобразовавшихся мицелл $CaCO_3$ в упрощенном виде можно рассматривать как двойной электрический слой (рис. 70), состоящий из ионов положительного знака (*потенциалопределяющие ионы*), прочно связанных с твердой фазой, и эквивалентного количества противоположно заряженных ионов, находящихся в жидкой фазе вблизи межфазной поверхности (*противоионы*). Заряд на поверхности твердой фазы в первом приближении рассматривается как равномерно распределенный по всей поверхности. Между противоионами и свободными, не входящими в двойной электрический слой ионами того же знака (А), находящимися в соке, существует динамическое равновесие. Согласно теории Штерна, первый слой противоионов притягивается к поверхности карбоната кальция под влиянием электростатических и адсорбционных сил, поэтому его называют *адсорбционным*. Остальные противоионы, расположенные дальше от поверхности и используемые для компенсации потенциалопределяющих ионов, образуют диффузную часть двойного слоя, которая называется *слоем Гуи*.

Противоионы, несущие заряд, противоположный поверхностному заряду, адсорбируются в таком количестве, что не только нейтрализуют положительный заряд частиц $CaCO_3$, но и перезаряжают их.

В адсорбционном слое в первую очередь концентрируются анионы кислот, образующие с Ca^{2+} малорастворимые соли (т. е. обладающие родством к иону Ca^{2+}), а также многозарядные анионы с большой ионной массой. Кроме этих ионов в адсорбционный слой внедряются ионы карбоната (CO_3^{2-}), вытесняя уже адсорбированные ионы несахаров и снижая таким образом эффективность процесса очистки.

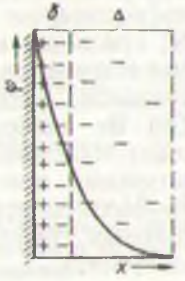


Рис. 70. Падение потенциала φ в двойном электрическом слое по Штерну:
δ – двойной слой; Δ – диффузный слой

На втором этапе, когда в системе накапливается избыток ... целл $CaCO_3$, происходит их коагуляция, т. е. агрегатирование ... более крупные частицы, сопровождающаяся потерей части ... бированных противоионов, но значительная часть противоио... все-таки остается внутри конгломератов и связывается с осад... необратимо. В дальнейшем образование мицелл и их укрупне... протекают параллельно, но при меньшей концентрации мице... чем до начала агрегатирования, так как образующиеся агрега... способствуют более быстрой коагуляции мицелл.

На адсорбцию несахаров, в том числе и красящих веще... положительно влияет повышенная концентрация ионов Ca^{2+}, тогда как избыток ионов CO_3^{2-} снижает адсорбцию или не ока... зывает на нее влияния.

Увеличение концентрации OH^--ионов также способству... эффективности адсорбции несахаров на вновь образующемся... карбонате кальция.

Процесс адсорбции несахаров в момент образования центров кристаллизации карбоната кальция Л. Д. Бобровник характери... зует как ионообменную реакцию. Равновесие в ней с участием анионов OH^- и R^- протекает по схеме

$$\boxed{Ан-R}^- + OH^- \rightleftarrows \boxed{Ан-OH}^- + R^-. \qquad (I)$$

а в реакции с участием катионов H^+ и M^+:

$$\boxed{Кат-M}^+ + H^+ \rightleftarrows \boxed{Кат-H}^+ + M^+. \qquad (II)$$

Однако протекание адсорбционных процессов на поверхности осадка $CaCO_3$ осложняется такими явлениями, как гидролиз солей, гетерополярность адсорбента, специфичность адсорбции ряда несахаров, например недиссоциированных молекул. Поэтому на практике адсорбцию несахаров на карбонате кальция нельзя строго характеризовать приведенными ионообменными реакциями. Только в момент образования карбонат кальция, заряженный положительно, адсорбирует анионы по закону анионообмена. Например, в первую очередь адсорбируются полиосновные карбоновые кислоты (полигалактуроновая кислота, красящие вещества и др.). Красящие вещества — более слабые полиосновные кислоты по сравнению с полигалактуроновой кислотой, поэтому необходимо создавать условия для диссоциации их карбоксильных групп путем повышения щелочности сока. Максимум адсорбции красящих веществ наблюдается на I сатурации при pH_{20} около 11. При снижении его значения в процессе сатурации снижается и степень диссоциации карбоксильных групп красящих веществ, и способность последних к адсорбции.

На I сатурации, когда концентрация ОН-ионов довольно высокая и ионообменная реакция (I) сдвинута вправо, анионы одноосновных кислот и аминокислот практически не адсорбируются на карбонате кальция. Но в условиях II сатурации, когда поверхность осадка карбоната кальция близка к изоэлектрической точке, т. е. к изоионному состоянию, создаются благоприятные условия для поглощения солей кальция и одноосновных кислот карбонатом кальция.

Так как при оптимальном pH на II сатурации вблизи изоэлектрической точки осадка значение ζ-потенциала минимально и поверхность адсорбента имеет гетерополярный характер, то в адсорбции в равной мере будут участвовать анионы и катионы солей, в результате чего реакция сока останется неизменной.

Таким образом, эффективность адсорбции несахаров осадком карбоната кальция определяется: состоянием поверхности адсорбента, адсорбционной активностью адсорбтива (несахаров), участием в адсорбционном процессе ионов OH^-, H^+ и HCO_3^-, способных конкурировать в построении двойного слоя с ионами несахаров.

Так как адсорбция несахаров определяется адсорбционной активностью адсорбента и адсорбтива, то этот процесс наиболее интенсивно будет протекать в прямоточных секционных сатураторах, где щелочность снижается до оптимального значения последовательно.

На рис. 71 на примере периодической сатурации модельного раствора, содержащего 1 % CaO и 15 % сахарозы, показано влияние некоторых факторов на свойства образующегося карбоната кальция. Судя по этим данным, процесс сатурации можно разбить на три этапа. На первом этапе, соответствующем 40...50%-ной карбонатации, происходит резкое снижение щелочности (pH) раствора и содержания несахаров (цветности), вязкость системы при этом немного возрастает. При дальнейшей карбонатации до 60...70 % (второй этап), несмотря на снижение общей щелочности системы, незначительно повышается pH раствора и наблюдается частичная десорбция ранее адсорбированных красящих веществ. Вязкость при этом резко уве-

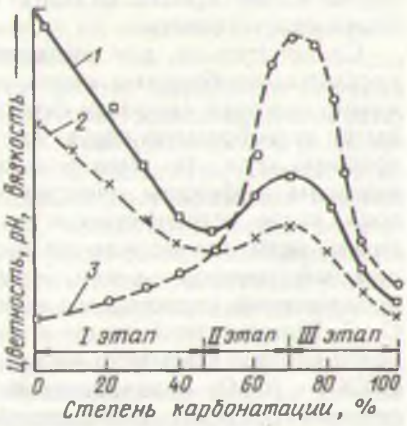


Рис. 71. Изменение цветности (*1*), pH (*2*) и вязкости (*3*) известково-сахарной системы в зависимости от степени карбонатации

личивается и усиливается пенение. Образовавшийся гелеобразный осадок, содержащий связанную сахарозу, CaO и $CaCO_3$, представляет собой малоподвижную структурированную массу. Такие нерастворимые комплексные соединения $CaCO_3$ с сахарозой и избытком CaO называют углекальциевыми сахаратами $[(C_{12}H_{22}O_{11})_x \cdot (CaCO_3)_y \cdot (CaO)_z]$. Вследствие наличия в такой макромолекуле большого количества гидроксильных групп это соединение образует в высшей степени гидратированный студенистый осадок — гель, который в спокойном состоянии почти неподвижен, а при энергичном перемешивании приобретает текучесть.

На третьем этапе, когда карбонатация извести превышает 70 %, значения x и z в приведенной формуле уменьшаются и гель разрушается с образованием зернистого осадка, содержащего явно выраженные кристаллы карбоната кальция. Вязкость системы и объем, занимаемый осадком, резко снижаются. Уменьшаются щелочность раствора и pH, а адсорбция несахаров возрастает. Гель на данном этапе превращается в суспензию.

На основании изложенного выше можно сделать вывод, что при сатурации известково-сахарных систем кристаллизация карбоната кальция протекает по схеме: пересыщенный (по извести) раствор → золь → гель → суспензия, т. е. по коагуляционному механизму.

При непрерывной сатурации четкой границы между отдельными этапами кристаллизации карбоната кальция не существует. Можно говорить лишь о преобладании какого-либо из этих процессов. При определенных условиях проведения сатурации некоторые этапы кристаллизации карбоната кальция могут практически отсутствовать.

Следовательно, для достижения высокого эффекта адсорбции несахаров необходимо иметь стадию образования золя, а достижение хорошей скорости фильтрования невозможно, если осадок имеет гелеобразную структуру. Так как золь предшествует образованию геля, то этим можно объяснить противоречие между высоким эффектом очистки и фильтрационной способностью сока, часто встречающееся на практике. Устранить его можно, только если при осаждении карбоната кальция по схеме пересыщенный раствор → золь → гель → суспензия обойти стадию превращения коллоидного карбоната кальция в гель. Например, С. С. Куцев с этой целью в своих опытах, карбонатируя известковое молоко примерно на 1/3, получал комплексное соединение $CaCO_3 \cdot 2CaO$, осаждающееся в коллоидной форме. Для стабилизации системы к известковому молоку добавляли немного диффузионного сока.

Полученной смесью проводили преддефекацию диффузионного сока, при которой одновременно с коагуляцией несахаров коллоидной дисперсности и ВМС происходила адсорбция неса-

...ия на коллоидном карбонате кальция. Затем преддефекованный осадок отделяли фильтрованием, к фильтрату вторично добавляли такое же количество частично отсатурированного известкового молока и при температуре 50...60 °С проводили I сатурацию. После I сатурации без фильтрования сок нагревали до 91...97 °С, сатурировали до оптимальной щелочности II сатурации и отделяли сатурационный осадок. По сравнению с типовой схемой эффективность очистки сока была выше в 1,8 раза, но отделять и промывать аморфный фильтрационный осадок как после преддефекации, так и после II сатурации было трудно, повысились потери сахара в фильтрационном осадке.

ВЛИЯНИЕ НЕКОТОРЫХ ФАКТОРОВ НА ПРОЦЕСС САТУРАЦИИ

На кристаллизацию карбоната кальция в процессе сатурации оказывают влияние такие факторы, как щелочность, содержание сахарозы, температура, концентрация CO_2 в сатурационном газе, и др. Для образования тонкодисперсных частиц $CaCO_3$, обладающих большой площадью поверхности с положительным зарядом, необходимо, чтобы скорость химических реакций была по возможности выше, а скорость кристаллизации — ниже. Тогда при увеличивающемся пересыщении будет образовываться большее число центров кристаллизации. Скорость образования карбоната кальция можно повысить, увеличивая скорость сатурации, и замедлить — повышая вязкость системы растворением сахарозы и извести и снижением температуры. Например, при увеличении концентрации сахарозы в соке до 15...20 % заметно увеличивается растворимость извести и, несмотря на некоторое увеличение вязкости, возрастает скорость сатурации.

Для получения бо́льшего числа частиц карбоната кальция коллоидной степени дисперсности следует замедлять их агрегацию, т. е. стабилизировать золь. Для этого щелочность и содержание сахарозы нужно по возможности увеличить. Таким образом, роль сахарозы состоит в повышении растворимости извести (образование сахаратной суспензии), увеличении вязкости раствора и стабилизации золя $CaCO_3$. С увеличением концентрации сахарозы до 45...50 % и более скорость сатурации заметно уменьшается и усиливается стабилизирующее воздействие ее на золь $CaCO_3$.

Наличие кристаллов $CaCO_3$ в исходной системе перед сатурацией ускоряет кристаллизацию образующегося при сатурации карбоната кальция, но тормозит образование золя, а затем и геля $CaCO_3$. Именно поэтому возврат частиц сатурационного осадка и рециркуляция сока снижают адсорбционную способность осадка $CaCO_3$ и улучшают процесс фильтрования.

На кристаллизацию карбоната кальция оказывает влияние и

способ проведения сатурации. При одноступенчатой непрерывной сатурации сахарсодержащего раствора имеющиеся в нем кристаллы карбоната кальция препятствуют высокому пересыщению и образованию золя. Этому же способствует низкая щелочность сока, которая при непрерывной сатурации обусловлена режимом полного перемешивания жидкости в результате выравнивания концентрации щелочи во всем объеме сатуратора, примерно до 0,1 % CaO.

Экспериментально установлено, что максимальная адсорбционная способность золя $CaCO_3$ достигается при 40...60%-ной карбонатации извести. Причем нижние значения карбонатации характерны для систем с меньшей концентрацией извести и сахарозы. При увеличении их концентрации максимум адсорбционной способности сдвигается в сторону большей карбонатации.

При степени карбонатации известково-сахарной системы от 0 и примерно до 60 % адсорбция несахаров носит обратимый характер. При дальнейшей сатурации, в результате агрегации частиц, она становится практически необратимой. Адсорбция несахаров карбонатом кальция, полученным непосредственно в очищаемом растворе и вне его, имеет принципиальное различие.

Таким образом, повышению адсорбционной активности карбоната кальция способствуют следующие условия проведения сатурации: высокая начальная щелочность сатурируемой системы, в которой бо́льшая часть извести должна находиться в растворенном состоянии; отсутствие карбоната кальция в исходной системе и повышенная концентрация сахарозы; низкая температура процесса и способ проведения сатурации, приближающийся к прямоточному вытеснению продукта; степень карбонатации извести, близкая к 45...50 %, и высокая скорость сатурации, особенно в начальный период.

Следует отметить, что для обеспечения максимальной адсорбционной активности карбоната кальция наличие всех перечисленных факторов необязательно. Например, недостаточную начальную щелочность можно компенсировать более высоким содержанием сахарозы или снижением температуры, и наоборот.

При сатурации концентрированных растворов с содержанием сахарозы 50...60 % (например, при переработке тростникового сахара-сырца) тонкодисперсный осадок карбоната кальция получить несложно. Наоборот, в этом случае приходится применять меры, препятствующие гелеобразованию. Так, в конце сатурации концентрированных сахарных растворов даже небольшая остаточная щелочность (0,1 % CaO при степени карбонатации 90...95 %) вызывает ощутимое гелеобразование, которое приводит к пенообразованию и ухудшению фильтрования. Поэтому сатурацию таких растворов проводят в условиях, благоприятных для кристаллизации $CaCO_3$.

Для получения зернистого осадка $CaCO_3$ без гелеобразной

структуры, обладающего хорошей фильтруемостью, требуются совершенно противоположные описанным выше условия проведения сатурации: низкая щелочность, малое содержание сахарозы, высокая температура, проведение процесса при значительном избытке кристаллов карбоната кальция. Но такие условия исключают достижение высокой эффективности адсорбционной очистки сахарсодержащих растворов.

Пользуясь перечисленными технологическими приемами, можно получить осадок $CaCO_3$ с желаемыми свойствами (с повышенной адсорбционной способностью или с высокими седиментационными и фильтрационными свойствами). Но более сложной технологической задачей является сочетание этих свойств в образующемся на сатурации карбонате кальция. Для этой цели в первую очередь необходимо создавать условия для образования золя и предотвращать образование геля либо принять меры к разрушению последнего. Очевидно, что при проведении непрерывной сатурации в одноступенчатом аппарате такие условия создать невозможно, так как для образования золя $CaCO_3$ необходима быстрая сатурация до нейтрализации 40...50 % активной щелочности. Предотвратить образование геля можно, избежав 60...70%-ной карбонатации дефекованного раствора.

Второе условие, позволяющее сочетать высокую эффективность адсорбции и хорошее фильтрование, состоит в том, что сначала необходимо добиться высокой эффективности очистки, не обращая внимания на скорость фильтрования, а затем провести обработку раствора в режиме, улучшающем условия фильтрования. При этом высокая эффективность адсорбционной очистки, полученная на первой ступени сатурации, почти полностью сохраняется, а на второй ступени значительно улучшается процесс фильтрования. Другими словами, сначала необходимо получить золь, а затем перевести его в суспензию, минуя стадию гелеобразования. Последовательность упомянутых двух ступеней сатурации нельзя менять местами, так как в присутствии относительно грубодисперсного осадка золь может вообще не образоваться и эффективность адсорбционной очистки будет снижена.

Третье условие кристаллизации карбоната кальция вытекает из двух предыдущих и состоит в следующем. Если к золю, полученному на первой ступени сатурации, прибавить известь и снова отсатурировать его, то гелеобразование значительно уменьшится, особенно если эту операцию повторить 2...3 раза. По-видимому, при повторной сатурации диоксид углерода реагирует с вновь добавленной известью, а не с известью, связанной в комплексах золя. Образующийся при этом карбонат кальция осаждается преимущественно на готовых центрах кристаллизации, минуя образование новых центров, т. е. образование золя, а затем и геля исключается.

Фильтрование будет существенно улучшаться, если одну из промежуточных сатураций провести более глубоко (пересатурирование), затем добавить известь и продолжить сатурацию до необходимой щелочности. Если гель все-таки образовался, то при пересатурировании происходит почти полное его разрушение, и при последующей сатурации он не образуется, так как в системе имеется значительная площадь поверхности карбоната кальция.

Варьируя перечисленные условия осаждения карбоната кальция, можно значительно повысить эффективность адсорбционной очистки и сохранить удовлетворительную скорость фильтрования и седиментации или при неизменной эффективности очистки в 1,5...2 раза увеличить фильтруемость осадка.

При рассмотрении сатурационного осадка под микроскопом видно, что значительная часть его состоит из довольно крупных конгломераторов размером 10...20 мкм, состоящих из несколько кристаллов $CaCO_3$ размером 1,5...3 мкм. Видны также свободные кристаллы $CaCO_3$. Поэтому при создании хороших фильтрационных и седиментационных свойств дефекосатурационного осадка необходимо учитывать закономерности как кристаллизации карбоната кальция, так и образования конгломератов. Образование последних неразрывно связано с обратимостью адсорбции и остаточной щелочностью на I сатурации.

ОПТИМАЛЬНАЯ ЩЕЛОЧНОСТЬ СОКА I САТУРАЦИИ И СПОСОБНОСТЬ ЕГО К ФИЛЬТРОВАНИЮ

Как известно, I сатурацию прекращают, когда в растворе остается незначительное количество $Ca(OH)_2$ (щелочность сока 0,08...0,12 % CaO и pH 10,8...11,4), т. е. при том же значении pH, что и на преддефекации. Превращение гидроксида кальция в процессе сатурации в общем виде можно представить схемой

$$\underset{\uparrow}{Ca(OH)_2} + H_2CO_3 \longrightarrow \underset{\downarrow}{CaCO_3} + 2H_2O.$$

$Ca(OH)_2$ (в осадке) — $CaCO_3$ (в осадке)

При щелочности на I сатурации 0,08...0,12 % CaO гель карбоната кальция довольно полно разлагается, а несахара, осажденные известью, образуют плотный осадок и почти не переходят в раствор. Но на практике, руководствуясь эмпирическим правилом, а именно: недосатурированный сок содержит меньше несахаров, а пересатурированный лучше фильтруется, допускают от-

...ении от этой щелочности, что ухудшает конечные результа... ...процесса. Поэтому рекомендуется не реже 1 раза в декаду, а ... изменении качества перерабатываемой свеклы и чаще опре... ...оптимальную остаточную щелочность сока I сатурации на ...ском оборудовании.

Оптимальной щелочностью сока I сатурации следует считать ...альную щелочность, при которой фильтрационное обору... ...работает эффективно. В зависимости от качества пере... ...ываемой свеклы ее величина колеблется от 0,06 до 0,15 % ... (pH 10,5...11,6). Оптимальную щелочность определяют экс... ...ментально по фильтрационному коэффициенту *Fk*, который ... быть не более 10, и содержанию солей кальция. Задан... ...величину оптимальной щелочности регулируют автомати... ...по показаниям pH-метра.

При определенном составе несахаров в соке примерную взаи... ...связь щелочности сока I сатурации и pH можно выразить ... (рис. 72).

При переработке продуктов с высокой буферной емкостью ... фильтрационно-седиментационные свойства сока I са... ...наблюдаются при повышенной щелочности. В этих ус... ...достигаются высокая концентрация Ca^{2+} в растворе и ...ственно большее значение ζ-потенциала мицелл, т. е. по... ...адсорбционная активность $CaCO_3$.

Что касается скорости фильтрования, то при сатурации чис... ...известково-сахарных растворов по мере снижения щелоч... ...раствора она постепенно возрастает, так как при этом ...шаются затрудняющие фильтрование гелеобразные сахара... ...кальция. При сатурации технического раствора с увеличением ...ени карбонатации скорость фильтрования сока растет так ... как и при сатурации чисто... ...раствора, но при глубоком ...ресатурировании фильтрова... ...ухудшается, что особенно ...ается после нескольких ...ов регенерации фильтро... ...ткани. При пересатури... ...скорость осаждения са... ...ционного осадка и коагулята ...стойниках постепенно воз... ...ет, но декантат получается ...ным и трудно фильтруется. ...ина ухудшения качества ...трования при значительном ...ресатурировании сока I сатура... ...(до pH 9,5 и ниже) — пере... ...осадка в раствор ВМС и ...ости коллоидной дисперснос-

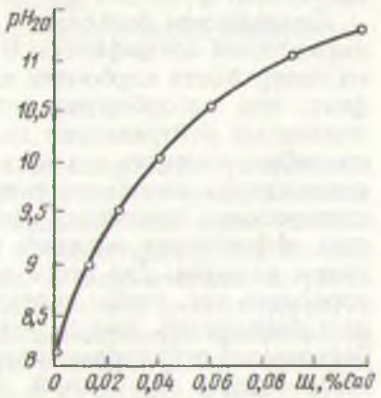


Рис. 72. Взаимозависимость pH и щелочности сатурационного сока

ти (пептизация), которые забивают поры фильтрующего с
фильтровальной ткани. В заводских условиях фильтров
ткань плохо регенерируется и через несколько циклов рег
ции ее приходится заменять на новую.

Максимальная скорость фильтрования сока чаще всего
блюдается при pH_{20} 10,0...10,5. В этой среде гель разруш
достаточно полно с образованием плотного осадка, а пе
несахаров из осадка в раствор еще незначителен. Но подле
вать длительное время на таком уровне остаточную щелоч
для улучшения условий фильтрования не следует, так как в
с переходом в раствор веществ коллоидной дисперсности и
сокращается срок службы фильтровальной ткани.

При пересатурировании разрушение углекальциевых
тов, как упоминалось выше, — процесс необратимый, но ос
ние несахаров известью проявляет явно выраженную об
мость. Из этого следует, что, если сок пересатурировать, а
повысить его щелочность, можно значительно улучшить ус
фильтрования и добиться более полного осаждения несах
известью.

Улучшение условий фильтрования и седиментации при
межуточном пересатурировании сока достигается не тольк
счет дегидратации и уплотнения гелеобразных осадков несах
и карбоната кальция, но и образованием крупных компле
хлопьев осадка белковых и пектиновых веществ. Молекулы
ледних, переходя при пересатурировании из осадка в раст
имея значительные размеры, адсорбируются сразу на неско
кристаллах карбоната кальция, как бы сшивая их. При пос
ющем подщелачивании полимеры осаждаются известью, об
крупные и компактные хлопья осадка. Таким образом, полим
выполняют функцию флокулянтов.

Полианионы белковых и пектиновых веществ обладают
выраженной специфической (не электростатической) адсорб
на поверхности карбоната кальция. Об этом свидетельствует
факт, что, адсорбируясь в слое противоионов, они не то
полностью нейтрализуют положительный заряд карбоната, но
способны изменять его знак на противоположный, что прив
к снижению адсорбции анионов, адсорбирующихся по элект
статическому механизму. Поэтому белковые и пектиновые ве
ства эффективнее осаждать известью, а не адсорбировать
натом кальция. Для этого очистку диффузионного сока сле
проводить так, чтобы сначала на карбонате кальция необрати
адсорбировались неосаждаемые известью несахара, а затем у
белковые и пектиновые вещества с образованием крупных аг
гатов осадка. Последний процесс эффективнее проводить
преддефекации.

Если преддефекация не обеспечивает удовлетворительно
осаждения несахаров и фильтрования при достаточно высок

...ной щелочности сока, то применяют промежуточную ...сатурацию для образования крупных агрегатов осадка и ...им образом функции преддефекации переносят на I сатура... Но не следует улучшать условия фильтрования и седимен... за счет низкой остаточной щелочности сока, ее необходи... устанавливать не ниже 0,08...0,12 % CaO (иногда и 0,12... ...% CaO). Это позволит существенно снизить накипеобразо... на поверхностях теплообменной аппаратуры.

При повышенном содержании соединений магния в известко... молоке вредное влияние его на процесс сатурации, фильтро..., сгущение сока выпариванием можно устранить или сни... поддерживая на I сатурации щелочность сока не ниже ... 0,12 % CaO.

Таким образом, основные принципы осаждения карбоната ...ция в процессе сатурации, позволяющие сочетать высокую ...ктивность адсорбционной очистки с хорошей седиментаци... и фильтрованием, характеризуются соблюдением следую... условий:

проведение быстрой сатурации до нейтрализации 60%-ной ...ности с целью получения золя $CaCO_3$. Аналогичный золь ...жет использовать для подщелачивания сока на преддефека... вместо известкового молока;

осаждение карбоната кальция в условиях, когда осаждаемые ...стью несахара находятся уже в осадке, а еще лучше, если ...ок предварительно отделен;

сохранение как можно более высокой остаточной щелочности ...ле I сатурации (0,12...0,14 % CaO);

исключение сатурации с максимальным гелеобразованием ...карбонатация щелочности до 60...70 %);

добавление извести в сок дробно и проведение сатурации ...ле образования золя карбоната кальция;

применение при необходимости промежуточного пересатури... сока.

ПРОВЕДЕНИЕ I САТУРАЦИИ

Скорость абсорбции CO_2 известково-сахарными растворами ...сатурационного газа, как известно, зависит от их щелочности ...степени карбонатации гидроксида кальция: чем выше началь... щелочность и меньше степень карбонатации, тем больше ...рость абсорбции диоксида углерода. В свою очередь, скорость ...сорбции CO_2 возрастает с увеличением его концентрации в ...сатурационном газе. На этом основано, например, предложение ...пользовать в качестве сатурирующего агента чистый диоксид ...глерода, так как сатурационный газ, получаемый в известково... печи, содержит 28...36 % CO_2.

При высокой скорости абсорбции диоксида углерода получа...

ют тонкодисперсный осадок карбоната кальция с развитой
сорбционной площадью поверхности. Образовавшиеся крис
лы $CaCO_3$, как мелкие, так и крупные, после сатурации отфи
ровываются без особых затруднений, но мелкокристаллическ
осадок, имея более развитую площадь поверхности с полож
тельным зарядом, больше удерживает отрицательно заряжен
веществ коллоидной дисперсности и других несахаров, сорби
пористую структуру фильтрующего слоя, тогда как нефиль
ванные гели закупоривают каналы между частицами осадк
затрудняют фильтрование сока. Поэтому при работе с фильтр
ми-сгустителями (без отстаивания сока) длительность сатура
можно сократить, получая суспензию с мелкими кристалл
При наличии гравитационных отстойников сатурировать
меньше 10 мин не следует, так как мелкие кристаллы CaC
плохо осаждаются.

Оптимальной температурой на I сатурации считают 83...87
которую обеспечивают равномерным поступлением сока и
рационного газа в аппарат I сатурации и известкового молока
основную дефекацию, нагреванием сока перед горячей основ
дефекацией до заданной температуры. При хорошо проведен
преддефекации с осаждением белковых, пектиновых и друг
веществ температуру I сатурации можно снижать до 70...75 °С,
вызывая образования сильной пены. Карбонат кальция, обра
ющийся при высоких температурах (90...95 °С), трудно кри
лизуется, плохо фильтруется и содержит значительное колич
во связанной сахарозы. Заметим, что скорость абсорбции CO_2
известково-сахарными растворами максимальна при темпера
рах 30...60 °С, но на практике такие температуры неприемлемы
связи с интенсивным образованием пены.

В процессе сатурации вместе с отработавшим сатурационным
газом из сока уносится 1,5...2,5 % воды (к массе сока) и в связи
с этим снижается его температура на 3...5 °С. С понижением
концентрации CO_2 в сатурационном газе расход его на сатур
цию повышается, что влечет за собой увеличение уноса влаги
расхода электроэнергии на подачу газа в сатуратор.

Одноступенчатая сатурация. На многих заводах I сатурация
дефекованного сока проводят в противоточном одноступенчатом
решетчатом сатураторе (рис. 73), который представляет собой
вертикальный цилиндрический сосуд, расширенный в верхней
части — для объема пены, образующейся в процессе сатурации.
В нижней части корпуса *1* установлены три решетчатые перего
родки *2*, предназначенные для равномерного распределения пу
зырьков сатурационного газа в соке.

Дефекованный сок поступает в сатуратор сверху на распре
лительную тарелку *3*, а сатурационный газ нагнетается сюда
компрессором под давлением 0,04...0,06 МПа. Газовый компре
сор располагается ниже сатуратора, и газ подается в сатуратор

гидравлический затвор, что предотвращает аварийному выходу сока из сатуратора через газовый компрессор при его остановках. Отсатурированный сатурационный газ выбрасывается в атмосферу, капли соковой пены задерживаются зонтом *5* и сепаратором *4*, а отсатурированный сок поступает в среднее отделение контрольного ящика *8*, где с помощью подвижного щитка *7* поток сока делится на две части: одна часть при необходимости возвращается на дефекацию, а другая — на фильтрование и последующую переработку.

Высоту столба сока в сатураторе поддерживают на уровне 4...5 м. Правильный уровень пены контролируют с помощью трубки *6*. Если из трубки в контрольный ящик стекает сок, что свидетельствует о высоком уровне пены, то для ее гашения в верхнюю часть сатуратора подают пар. Оптимальную щелочность сока I сатурации контролируют автоматически по показаниям pH-метра. Готовность сока определяют по скорости осветления образца, взятого из контрольного ящика.

Эффективность использования диоксида углерода в решетчатых сатураторах при продолжительности процесса 10 мин составляет 60...65 %.

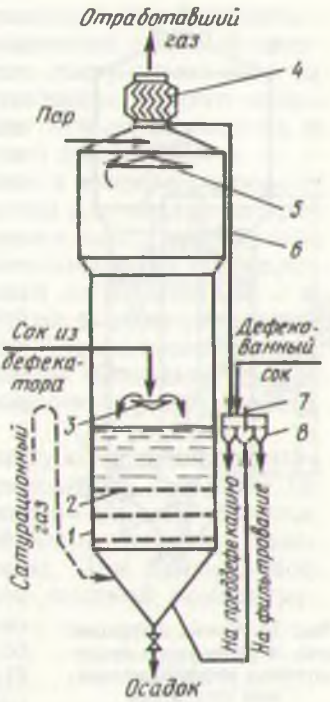


Рис. 73. Схема сатурации сока в противоточном решетчатом сатураторе

Двухступенчатая сатурация. Основной недостаток безбарботажного решетчатого сатуратора — это то, что дефекованный сок, поступая в аппарат, сразу же смешивается с большим количеством отсатурированного сока и начальная высокая щелочность, а следовательно, и концентрация ионов кальция резко снижаются, что ограничивает образование ионов CO_3^{2-}. В результате этого образуются грубодисперсные кристаллы карбоната кальция, которые растут медленно, обладают меньшей адсорбционной удельной площадью поверхности, чем кристаллы при высокой пересыщенности сока.

Для улучшения условий проведения сатурации сока и получения мелкокристаллического карбоната кальция соковое производство в решетчатом сатураторе (рис. 74) по предложению Г. И. Панкина и К. Д. Скорика разделили цилиндрической

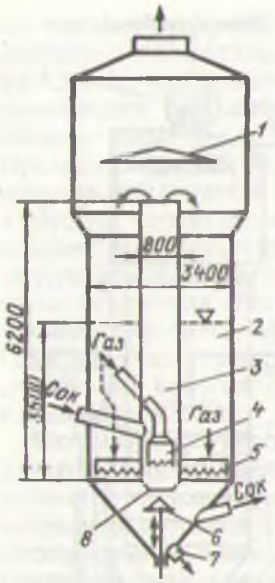


Рис. 74. Схема сатурации сока в прямоточно-противоточном модернизированном сатураторе

вставкой на две секции: внешнюю *2* и внутреннюю *3*, каждая из которых снабжена барботерами *4* и *5*. В нижней части внутренней секции имеется отверстие *8*, закрывающееся клапаном *6*, а в надсоковом пространстве установлен отражательный зонт *1*.

При сатурировании дефекованный сок поступает в нижнюю часть внутренней секции *3*, обрабатывается в прямотоке сатурационным газом до щелочности 0,3...0,5 % CaO (pH 11,4...11,8) и, поднимаясь вверх, переливается во внешнюю секцию *2*, где сатурируется в противотоке до оптимальной щелочности.

Сатурацию сока можно проводить при закрытом и открытом клапане *6*. В первом случае во внутренней секции аппарата обеспечивается эффективная абсорбция диоксида углерода и адсорбция несахаров, так как в условиях высокой щелочности и концентрации диоксида углерода здесь формируется более половины карбоната кальция. При открытом клапане часть отсатурированного сока возвращается во внутреннюю секцию, где смешивается со свежим дефекованным соком и повторно обрабатывается сатурационным газом. Такая рециркуляция сока внутри сатуратора с одновременным образованием карбоната кальция способствует улучшению седиментационных и фильтрационных показателей осадка. Агломераты осадка при этом не разрушаются, как при рециркуляции сока по внешнему контуру, где для подачи сока используют насос. Объем рециркулирующего сока регулируют клапаном *6*.

При работе с открытым клапаном *6* систему продувают через патрубок *7*. Когда сатурацию проводят с закрытым клапаном, то сначала песок из внутренней секции выгружают через отверстие *8* во внешнюю, а затем при закрытом клапане *6* выводят через патрубок *7*.

Коэффициент использования CO_2 сатурационного газа в двухсекционном аппарате повышается до 70 %, в результате чего осадок получается мелкокристаллическим, а общая эффективность очистки сока увеличивается на 3...4 %. Такая модернизация аппарата наиболее эффективна при снижении производительности завода, когда длительность I сатурации увеличивается, а качество очищенного сока ухудшается.

Недостатком модернизации сатуратора может быть «захлебывание» внутренней секции, когда при понижении давления сатурационного газа нарушается равномерность поступления сока из внутренней секции во внешнюю. Для ликвидации этого недостатка верхнюю часть внутренней секции можно выполнить в виде телескопической трубы с регулируемой высотой.

В настоящее время на сахарных заводах в качестве типового применяют сатуратор Ш1-ПАС с барботером для подачи сатурационного газа, механической очисткой сопел газа и внутренней сатурационной трубой (рис. 75). Сатурационный газ подводится в аппарат через барботер *1*, состоящий из коллектора *2* и газораспределительных труб, расположенных в горизонтальной плоскости параллельно друг другу. Трубы *1* имеют поперечные щели шириной 13 мм, в которые вставлены пластины, совершающие от привода колебательные движения в щелях и очищающие их от осадка.

Дефекованный сок поступает через патрубок *7* в циркуляционную трубу *6* (верхний обрез которой находится примерно на 0 ниже уровня сока в аппарате), где интенсивно смешивается с сатурационным газом, поступающим из газораспределительных труб барботера (первая ступень сатурации). При прямоточной подаче высокощелочного сока газом с высокой концентрацией CO_2 создаются благоприятные условия для быстрого образования микрокристаллического карбоната кальция. Затем сок с образовавшимися зародышами осадка переливается во внешнюю секцию (между корпусом *1* и трубой *6*) и, опускаясь вниз, начинает обрабатываться газом из барботера *1* в противотоке (вторая ступень сатурации). Отсатурированный сок из аппарата поступает в конечный ящик *4*.

Сатурация дефекованного сока в две ступени внутри аппарата и дополнительная циркуляция сатурируемого сока по внешнему контуру с помощью специального циркулятора *8* и разбрызгивание его в надсоковом пространстве через зонт *5* дает возможность получать компактные агломеративно устойчивые частицы осадка, хорошо отстающиеся отстаиванием или фильтрованием, а также дополнительно использовать часть CO_2 из отработавшего сатурационного газа.

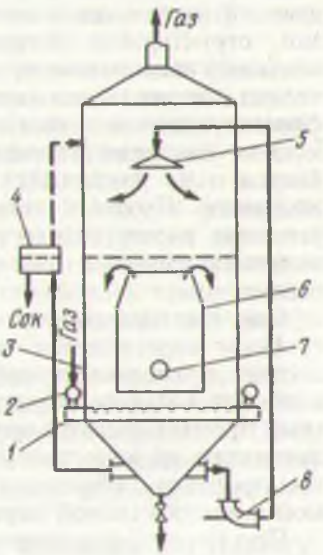


Рис. 75. Схема сатурации сока в типовом прямоточно-противоточном сатураторе

Так как в сатураторах такой конструкции можно получить с хорошими седиментационно-фильтрационными свойствами для снижения его цветности можно рекомендовать повышенную щелочность сока (0,15...0,16 % CaO по фенолфталеину) на выходе из аппарата.

Использование CO_2 при сатурации. Количество диоксида углерода, израсходованного в процессе сатурации (%), определяют по его концентрации в поступающем в аппарат (C_1) и отработавшем (C_2) сатурационном газе и вычисляют по уравнению

$$x = 100 \cdot 100(C_1 - C_2)/[C_1(100 - C_2)].$$

Пример. С помощью газового анализатора определили C_1 = 30 %, C_2 = 12 %. Вычислить количество CO_2, использованного на I сатурации

$$x = 100 \cdot 100(30 - 12)/[30(100 - 12)] = 68{,}2\ \%.$$

ОТСТАИВАНИЕ И ФИЛЬТРОВАНИЕ СОКА I САТУРАЦИИ

Цель фильтрования. Фильтрование сатурированного сока — это разделение суспензии при помощи пористой фильтрующей перегородки на условно чистую жидкость (фильтрат) и влажный осадок, называемый *фильтрационным*. Сопротивление фильтрующей перегородки зависит от состава и температуры суспензии, структуры и толщины слоя осадка. Различают два вида осадков: несжимаемые, состоящие в основном из кристаллических частиц, и сжимаемые, представленные аморфными и деформирующимися частицами. В несжимаемых осадках с повышением давления взаимное расположение частиц почти не изменяется и не изменяются размеры пор, через которые проходит жидкость. Поэтому скорость фильтрования суспензии в этих условиях растет только при увеличении давления на жидкость, а при постоянном давлении зависит только от толщины слоя осадка.

Сок I сатурации — это суспензия низкой вязкости со значительным содержанием твердой фазы, которая по химическому составу представляет собой преимущественно кристаллический карбонат кальция, образующий почти несжимаемый слой. Поэтому процесс фильтрования хорошо отсатурированного сока, полученного из качественной свеклы, подчиняется закономерностям процесса с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке.

При переработке порченой свеклы или нарушении технологии очистки получают сок с частично желатинозным осадком (гелем), который под давлением частично сжимается. В результате уменьшается его объем и сужаются капиллярные каналы в фильтрующем слое, что способствует снижению скорости фильтрования

с повышением давле-
скорость фильтрования
увеличиваться непропор-
но, с некоторым отста-
, а при определенной
давления может даже
, что наглядно видно
6.

увеличением длительнос-
фильтрования на фильтрую-
перегородке растет слой
и повышается его со-
ление, в результате чего
фильтрования замед-
В зависимости от ха-
осадка определяют
допустимую толщи-

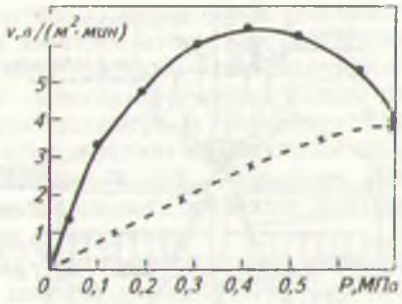


Рис. 76. Зависимость скорости фильтрования суспензии сока I сатурации от давления

и на основании этого для периодически действующих
составляют график очистки фильтрующей поверхнос-
камерных вакуум-фильтрах фильтрационный осадок сни-
непрерывно и оптимальную толщину его регулируют, изме-
частоту вращения барабана.

При нагревании сахарсодержащих растворов их вязкость сни-
и скорость фильтрования увеличивается, поэтому перед
трованием соки и сироп нагревают до 85...88 °С.

В современных схемах очистки диффузионного сока фильтро-
сока I сатурации проводят в две ступени: на первой ступе-
сатурированный сок разделяют в гравитационных отстой-
или фильтрах-сгустителях на декантат (фильтрат) и сгу-
суспензию плотностью 1,17...1,24 г/см^3, на второй
сгущенную суспензию фильтруют в вакуум-фильтрах.
фильтрованный сок I сатурации содержит хрупкие агрегаты
ционного осадка, коагулят, песок, соли кальция в осадке.
для его перекачки следует использовать специальные
бежные насосы типа АНС (Пивненковский машзавод)
ительностью до 150 м^3/ч.

Среди фильтрующих устройств различают фильтры-аппа-
(ФпДС, патронные, рамные фильтр-прессы) и фильт-
машины (камерные вакуум-фильтры, дисковые, ФЦВО,
прессы ФПАК-М). В большинстве фильтров-машин
включают только при регенерации фильтрующей по-
ности.

Осветление суспензии сока I сатурации отстаиванием. Для сгу-
и осветления сока I сатурации на ряде заводов применя-
вертикальный гравитационный отстойник-осветлитель (рис. 77)
фильтрующим слоем осадка, работающий в режиме горизон-
потока с одноступенчатым осаждением. В одном ярусе

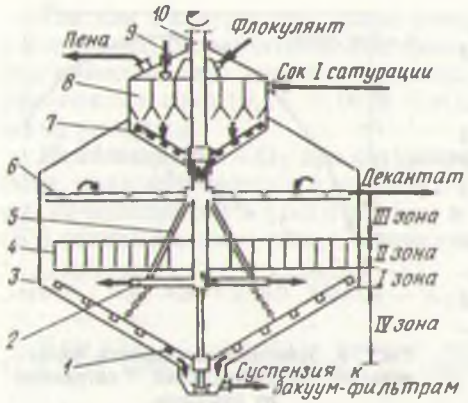


Рис. 77. Схема сгущения суспензии сока I сатурации в отстойнике-осветлителе

совмещены процессы ветления, сгущения лотнения осадка фильтрованный сок I турации тангенциально (по касательной) по в лабиринтный желоб газатора *8*, где скор потока резко падает результате воздух и отделяются от сока и водятся из дегазатора очищенный от пены вместе с вводимым в парат флокулянтом ступает из лабиринтного желоба через верхнее верстие в трубовал Выпавший в желобе дегазатора осадок через кольцевые щели опускается на днище дегазатора и скребками *7* через отверстия также подается в трубовал *10*. Далее сок с осадком опускается до распределителя *2* и равномерно распределяется по горизонтальному сечению цилиндрического корпуса *3* под слой уже сформировавшегося осадка. Возникающие пузырьки воздуха выводятся в трубовал *10* через распределитель *2* и воздушник оттяжки *5*.

Скорость восходящего потока суспензии сока выбирают такой, чтобы гидродинамические условия в отстойнике способствовали укрупнению мелких частиц сатурационного осадка. До определенного размера растущие частицы поддерживаются восходящим потоком во взвешенном состоянии, образуя фильтрующий слой. Новые порции сока с флокулянтом, проходя через него снизу вверх, осветляются за счет осаждения тонкодисперсных частиц сока на поверхности крупных частиц взвешенного слоя. При этом масса отдельных частиц этого слоя увеличивается настолько, что они преодолевают силу восходящего потока и осаждаются на коническом днище отстойника. На месте осевших частиц фильтрующего слоя формируются новые частицы. Этот процесс протекает непрерывно.

Для нормальной работы отстойника-осветлителя необходимо, чтобы средняя скорость осаждения частиц была примерно 8...10 см/мин (обычная скорость осаждения частиц осадка сока I сатурации не превышает 3...4 см/мин). Поэтому для хорошей работы отстойника в нефильтрованный сок следует дозировать непрерывно и равномерно флокулянт, например полиакриламид, активированный тринатрийфосфатом в количестве 0,(0)15...0,(0)

...ссе сока. При этом отрицательно заряженные полианио-...флокулянта под воздействием электростатических сил адсор-...ют положительно заряженные частицы сатурационного ..., а ионы кальция образуют мостиковые связи между от-...ными участками макромолекул полимера и частицами кар-...ната кальция, что приводит к образованию компактных агре-...частиц и ускорению их осаждения — до 8...10 см/мин. Чем ...потенциал частиц карбоната кальция, тем более плотны-...ают агрегаты при добавлении флокулянта.

...вшийся осветленный сок поднимается вверх, проходит ...ламинаризатор *4*, который состоит из пластинчатых колец ...значен для создания ламинарности потока, и через от-...в кольцевом лотке *6* выводится из отстойника. Сгущен-...ензии плотностью 1,15...1,18 г/см^3 скребками *1* собира-...в нижней части корпуса и самотеком выводится из отстой-... Уровень сока в отстойнике контролируют поплавковым ...ем *9*.

...осветления сока I сатурации в отстойнике-осветлите-...жно можно разделить на четыре зоны: I — зона распреде-...сока, где преобладает поперечный поток; II — зона отста-... под действием гравитационных сил и фильтрования ...во взвешенном слое; III — зона осветленной фазы; IV — ...уплотнения осадка.

...мещение в одном ярусе аппарата процессов осветления, ...ния и уплотнения осадка и применение флокулянтов дало ...ность сократить продолжительность отстаивания в 3...4 ... по сравнению с многоярусным отстойником, исключить ...ьное фильтрование декантата и существенно повысить ...во сока, в том числе и термоустойчивость.

Сгущение суспензии сока I сатурации фильтрованием. Более ...ивный способ сгущения суспензии сока I сатурации — ...рование в листовых саморазгружающихся фильтрах-сгусти-... (ФЛС) периодического действия с площадью поверхности ...рования 60, 70, 100 м^2. Внутри корпуса фильтра с шагом ... мм размещены фильтровальные рамки.

...ление осадка в листовых фильтрах происходит под давле-... столба жидкости, в результате чего скорость сгущения ... значительно выше по сравнению с отстойниками. Плот-...сгущенной суспензии, выходящей из фильтров, составляет ...1,24 г/см^3. Продолжительность цикла фильтрования сока I ...ации в листовых фильтрах сокращается до 6...6,5 мин, поэ-... и качество его выше, чем в отстойниках.

...имости от производственной мощности сахарных заво-... или 6 тыс. т переработки свеклы в сутки) из этих листо-...фильтров комплектуют автоматизированные установки (ШФ-...), состоящие соответственно из 5 или 8 фильтров. Для ...ификации фильтрования применяют пульсационную реге-

нерацию, совмещающую реверсивную подачу промывной жидкости с активным вытряхиванием фильтровальной ткани. Для этого с наружной стороны корпуса фильтра устанавливают два коллектора для отвода фильтрата. Каждый коллектор соединен с фильтрующими рамками через одну и с клапанным пульсатором, работающим автоматически.

Фильтрование сока I сатурации и регенерацию фильтровальной ткани осуществляют по следующей схеме (рис. 78). Нефильтрованный сок I сатурации поступает из напорного сборника *2* в корпус фильтра через открытый клапан набора суспензии *1*, осадок задерживается на фильтрующих элементах *3* и *4*, а фильтрованный сок через коллекторы *5* и *6*, открытые клапаны *D* и *C* отводится в сборник *8*. Часть фильтрованного сока направляется в напорный сборник смывного сока *7*, который устанавливают на высоту 5...7 м над уровнем сока в фильтре.

После завершения цикла активного фильтрования, который длится 4...6 мин, клапан *1* закрывается и включается клапанный пульсатор, обеспечивающий попеременное поступление смывного сока из сборника *7* внутрь фильтровальных рамок *3* и *4* через коллекторы *5* и *6*. С этой целью клапаны *A*, *B*, *C*, *D* работают «накрест», т. е. когда клапаны *A* и *C* открыты, то клапаны *B* и *D* закрыты. Под давлением столба сока, поступающего внутрь фильтровальных рамок (через одну), с их поверхности отделяется осадок. Отделение осадка происходит в результате совместного воздействия реверсивного потока сока и встряхивания фильтровальной ткани на рамках, которое повторяется 4...6 раз в течение 1,5 мин.

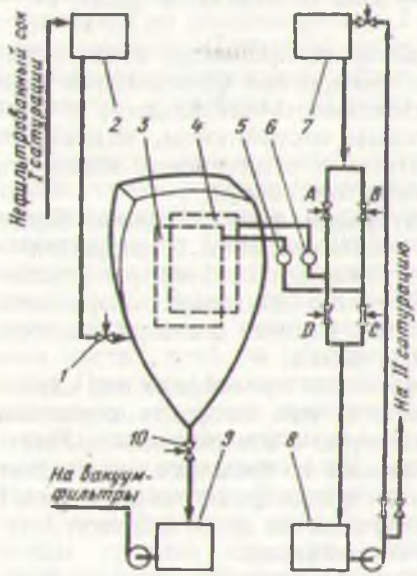


Рис. 78. Схема сгущения суспензии сока I сатурации в листовом фильтре (ФиЛС) с пульсационной регенерацией фильтровальной ткани

После сброса фильтрационного осадка схема пульсации отключается: клапаны *A* и *B* закрываются, а *C* и *D* открываются, начинается следующий цикл активного фильтрования. Всего до выгрузки сгущенной суспензии из корпуса фильтра проводится 3...6 циклов активного фильтрования, после чего при включенной схеме пуль-

нии, закрытом клапане *1* и открытом клапане *10* сгущенную суспензию выгружают в сборник *9*. Пульсационная регенерация фильтровальных рамок (через одну) предотвращает забивание междурамочного пространства осадком.

Средняя скорость фильтрования сока I сатурации в листовых фильтрах 8...10 л/(м^2 · мин). Содержание твердой фазы в фильтрате не более 1 г/л. Фильтрационный коэффициент *Fk* не более 8.

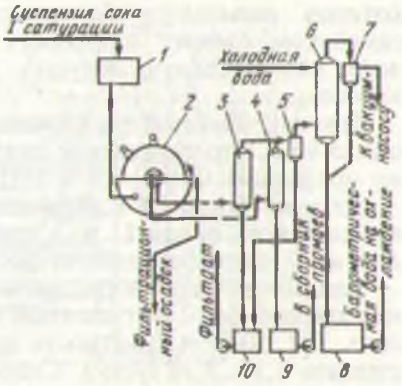


Рис. 79. Схема сгущения суспензии сока I сатурации в камерном вакуум-фильтре

Фильтрование сгущенной суспензии сока I сатурации. Сгущенную суспензию сока I сатурации, содержащую 300... 500 г/л твердой фазы, фильтруют в камерных вакуум-фильтрах (рис. 79). При вращении барабана *2* фильтра по часовой стрелке на его фильтрующей поверхности, разделенной перегородками на камеры и находящейся в данный момент в корыте в контакте с суспензией, под действием разрежения осаждаются частицы осадка суспензии, а фильтрат через камеры, соковые трубки, концы которых закреплены во вращающихся торцевых шайбах, и неподвижные головки отсасывается с помощью вакуум-конденсационной установки в вакуум-сборник *3* и стекает в емкость *10*. При выходе фильтрующей поверхности барабана из корыта фильтрование суспензии на этом участке прекращается, слой фильтрационного осадка подсушивается (под разрежением удаляются остатки сока) и промывается горячей водой, распыляемой через форсунки на поверхность барабана. Сок, разбавленный водой, поступает в емкость *9* через вакуум-сборник *4*. Фильтрационный осадок отделяют паром от фильтрующей поверхности, а фильтрующую ткань промывают. На этом цикл фильтрования сгущенной суспензии сока I сатурации, равный полному обороту барабана, заканчивается. Суспензия сока подается в корыто фильтра из сборника *1*.

Фильтрационный осадок, отслоившийся от поверхности фильтрования, по наклонной плоскости ножа стекает в емкость с мешалкой, откуда шнеком выводится из завода.

Воздух и пар из верхней части вакуум-сборников *3* и *4* отсасываются вакуум-насосом через ловушку капель *5* в барометрический полочный конденсатор *6*, где при контакте с встречным потоком холодной воды пар конденсируется. Охлаждающая вода с растворенными в ней аммиаком и другими соединениями,

которая называется *барометрической водой*, из конденсатосамотеком стекает в емкость *8*, а неконденсирующиеся газы через осушительную ловушку *7* выводятся в атмосферу вакуум-насосом.

Так как температура суспензии, поступающей из сгустителей, около 85 °С, то остаточное давление в вакуум-фильтрах не должно превышать 0,045...0,048 МПа.

Вакуум-сборники и барометрический конденсатор располагают на высоте около 11 м, а трубы, соединяющие их с емкостями *8*, *9* и *10*, одновременно служат гидравлическими затворами.

Для обеспечения нормальной работы вакуум-фильтров содержание твердой фазы в сгущенной суспензии сока I сатурации должно быть 300...500 г/л (плотность суспензии по ареометру должна составлять 1,15...1,20 г/см^3). Скорость активного фильтрования сгущенной суспензии в вакуум-фильтрах 15...18 л/(м^2 · мин).

Камерные вакуум-фильтры оснащены сходящим полотном, что позволяет регенерировать фильтровальную ткань после каждого оборота барабана фильтра (рис. 80). Полотно фильтровальной ткани *1* натягивается на барабан фильтра *8*, валы *2*, *3*, *4* и сшивается поперечными швами в 5...6 рядов. При этом образуется бесконечная лента, тесно облегающая барабан и валы, соединяя их в одно целое. Имея бо́льшую поверхность контакта с барабаном фильтра, лента фильтрующей ткани приводится им в движение и, в свою очередь, вращает валы *2*, *4*. Вал *3* диаметром 100 мм снабжен индивидуальным приводом и является регулирующим. На его поверхности закреплена спираль из стальной проволоки, шаг каждой половины витков проволоки равномерно нарастает от середины вала к его концам от 40 до 50 мм. Назначение регулирующего вала — разглаживать и выравнивать фильтрующую ткань. С этой целью скорость вращения барабана вакуум-фильтра примерно на 10 % превышает скорость вращения регулирующего вала. На поверхности разгрузочного вала *4* закреплены десять стальных прутков. Проходя через этот вал, ткань освобождается от фильтрационного осадка, выгружаемого в бункер *6*. Вал *2* предназначен для натяжения фильтровального полотна. Вся система валов смонтирована в двух рамах 5. Положение всех валов регулируют натяжными винтами.

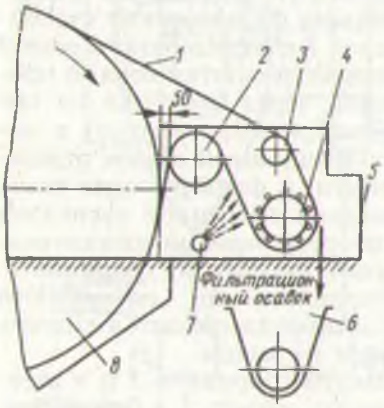
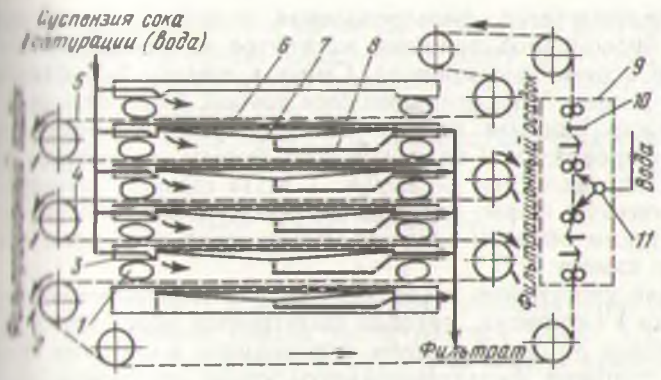


Рис. 80. Схема регенерации фильтровальной ткани в вакуум-фильтре



81. Схема фильтрования сока I сатурации в камерном фильтр-прессе ФПАК-М

фильтрования используют капроново-лавсановую ткань 86015, 86016) и лавсановую ткань (артикул 56065, Регенерацию ткани на фильтре проводят непрерывно конденсатами температурой не ниже 70 °С, кото- распыляются через форсунки *7* под давлением около

Аммиачные конденсаты содержат значительное количество аммония, который при промывании ткани образует на солок. Поэтому деаммонизация конденсатов перед промы- фильтровальной ткани и подщелачивание известковым до оптимальной щелочности сока I сатурации обяза- Особенно сильное «загорание» фильтровальной ткани является при с м е ш а н н о м применении аммиачных кон- на промывание ткани, а барометрической воды — на ее

«Уралхиммаш» освоило производство вакуум-фильтров со шим полотном площадью поверхности фильтрования 5, 10, 40, 60, 80 м^2. Вакуум-фильтр площадью поверхности имеет барабан диаметром 3,75 и длиной 6,8 м.

годы на сахарных заводах сок I сатурации фильтрова- горизонтальных рамных фильтр-прессах. Обслуживание фильтров отличалось трудоемкостью, вспомогательные опе- проводились вручную и занимали в рабочем цикле до В настоящее время отечественные машиностроительные изготавливают автоматизированные вертикальные камер- фильтр-прессы, сокращенно ФПАК-М (рис. 81), при созда- которых были устранены эти недостатки. Плиты *3* прямо- формы в фильтре располагаются горизонтально друг другом. Каждая плита перекрыта щелевым ситом *6*, на кото-

ром располагается фильтровальная ткань *5*, представляющая собой бесконечное полотно, натянутое на ролики *4* и перемещаемое с помощью привода. Снизу к плитам примыкает коническое днище *7*, заканчивающееся трубой *8* для отвода фильтрата. Между плитами по периметру закреплены прорезиненные шланги-прокладки *1* эллипсоидной формы, в которые подается вода. Под давлением воды 0,8...1 МПа шланги принимают цилиндрическую форму, прижимают фильтровальную ткань к плитам и таким образом создают между соседними плитами герметичную камеру.

После уплотнения в камеры под давлением подается суспензия сока I сатурации, которая фильтруется через ткань *5* и коническое днище *7* и трубу *8* выводится в сборник фильтрата. Когда толщина фильтрационного осадка достигнет 10...15 мм, скорость фильтрования замедляется, подачу суспензии сока прекращают и осадок промывают горячей водой. Затем включают привод и перемещают ткань по роликам *4* на расстояние, равное ширине плиты. При этом фильтрационный осадок снимается ножами *2* и выводится в отвал, а фильтрационная ткань промывается в регенерационной камере *9* горячей водой, подаваемой из форсунок *11* под давлением примерно 0,6 МПа, и очищается скребками *10*. На удаление осадка требуется 1 мин.

Фильтры ФПАК-М имеют площадь поверхности фильтрования 5, 10, 15, 25, 50 м^2.

Если фильтрование сгущенной суспензии проводить по схеме фильтрование → отжатие осадка воздухом под давлением 0,4...0,5 МПА → промывание осадка аммиачными конденсатами под давлением 0,1...0,12 МПа → отжатие осадка воздухом, то потери сахара в осадке снижаются до 0,3 % к его массе, т. е. в 3 раза меньше, чем при работе с вакуум-фильтрами.

Замена вакуум-фильтров фильтрами ФПАК-М позволит исключить из технологической схемы вакуум-конденсационную установку, которая расходует большое количество охлаждающей воды, вакуум-насосы и получить фильтрационный осадок с низким содержанием влаги. Такой осадок можно использовать без дополнительного подсушивания в качестве известкового удобрения, разбрасывая его механическим способом, тогда как фильтрационный осадок, получаемый с вакуум-фильтров влажностью около 50 %, перед внесением в почву нужно подсушивать до содержания влаги 30...35 %, иначе он не годится для механического разбрасывания.

Фильтрационный осадок, полученный с вакуум-фильтров, содержит 75...80 % $CaCO_3$ и 20...25 % органических и минеральных несахаров, в том числе азотистых и безазотистых органических соединений (белки, пектиновые вещества, кальциевые соли щавелевой, лимонной, яблочной и других кислот, сапонин, минеральные вещества и др.). По некоторым данным, в фильтрацион-

содержится (% к массе СВ осадка): до 0,15 калия; 0,4 оксида фосфора. Содержание влаги фильтрационного после вакуум-фильтров примерно 50 %. Выход его зави- массы вводимой извести. При расходе 3 кг CaO на сока (на 100 кг свеклы) в соответствии со стехиометри- уравнением

$$\underset{56}{CaO} + \underset{44}{CO_2} = \underset{100}{CaCO_3}$$

3 · 100/56 = 5,36 кг карбоната кальция. При содержа- 50 % масса осадка увеличивается вдвое, а с учетом осаждаемых вместе с $CaCO_3$, ее можно принять 12 кг кг свеклы, т. е. равной примерно четырехкратному расхо- на очистку диффузионного сока.

фильтрационном осадке содержится примерно 1 % (к массе) сахарозы, а потери ее к массе свеклы составляют 1/100 = 0,12 %.

расчетов массу образующегося фильтрационного осадка с влаги 50 % в зависимости от общего расхода извес- очистку диффузионного сока можно принять следующей массе свеклы):

расход	1,25	1,5	1,75	2	2,25	2,5	2,75	3
фильтра- ный осад-	5,47	6,36	7,25	8,14	9,04	9,93	10,82	11,72

многих сахарных заводах фильтрационный осадок сока I разбавляют 5-кратным количеством воды и выводят в При этом на разбавление расходуется до 60 % (к массе воды, которая затем попадает в воды III категории. снизить массу сточных вод, лучше применять пневмати- схему удаления неразбавленного осадка на специальные с дренажными траншеями.

Пневмотрасса для вывода фильтрационного осадка должна минимальное число изгибов с радиусом не менее 1,5 м с большим уклоном в сторону движения осадка. Для придания ей подвижности трубопроводы сначала промывают водой, а их вместе с осадком непрерывно подают воду в количе- 0,5...1 м^3/ч и сжатый воздух.

фильтрационном осадке содержится большое количество веществ, полезных питании растений и животных, поэтому его можно использовать в качестве и добавок к кормам для животных. Регенерация фильтрационного для повторного использования на дефекации сопряжена с большим расхо- тепловой энергии, поэтому она не нашла практического применения. фильтрационный осадок можно эффективно использовать для нейтрализации

кислых почв: он увеличивает усвояемость других неорганических удобр особенно азотных и фосфорных. В США расходуют около 0,5 т фильтрацио осадка на 1 т других неорганических удобрений. Считается, что 1 т фильтр ного осадка содержит столько азота, фосфора и калия, сколько содержит соответственно в 0,16; 0,13 и 1,57 т навоза.

Разбавленный водой (до 2...4% СВ) фильтрационный осадок в сочет 0,02 % CaO к массе транспортерно-моечной воды можно применять в к ускорителя седиментации при механической очистке транспортерно-м вод.

II САТУРАЦИЯ

ЦЕЛЬ II САТУРАЦИИ

На II сатурацию поступает фильтрованный сок I сатур (титруемая щелочность 0,09...0,11 % CaO или pH 10,8...11,4), держащий в растворе $Ca(OH)_2$, KOH, NaOH, CaA_{n_2}, сахароз несахара. Повторную обработку диоксидом углерода про для того, чтобы перевести оставшиеся после I сатурации сво ные гидроксиды кальция, калия и натрия в карбонаты, а та вывести в осадок растворимые соли кальция. Неполное удал из сока гидроксидов кальция и магния, солей кальция при к быстрому образованию накипи на поверхностях теплообм выпарной установки и к увеличению потерь сахарозы в мел Цель II сатурации — достижение оптимальной (эффектив щелочности, когда все ионы бикарбоната переходят в карбон и содержание солей кальция в соке минимально (титруем лочность примерно 0,02 % CaO или pH 9,2...9,5).

Адсорбция несахаров на карбонате кальция наиболее пол происходит при pH 10,8...11,4, т. е. на I сатурации, а осажд солей кальция — при pH 9,2...9,5 (II сатурация).

При переработке свеклы низкого качества, когда основ дефекация и I сатурация не обеспечивают эффективной очис диффузионного сока, перед II сатурацией для разложения ре цирующих веществ, амидов и повышения термоустойчив сока дополнительно проводят 4...5-минутную дефекацию I сатурации (0,3...0,6 % CaO к массе свеклы).

ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКЦИИ НА II САТУРАЦИИ

На II сатурации, как и на I сатурации, при контакте щелочно сока с CO_2 происходят образование $CaCO_3$, осаждение и связ ное с этим понижение щелочности сока до 0,015...0,02 % CaO

$$Ca(OH)_2 + H_2CO_3 = CaCO_3 + 2H_2O.$$

После осаждения гидроксида кальция угольная кислота, ко

действуя с KOH и NaOH, также превращает их в карбонаты, [illegible] щелочность продолжает снижаться:

$$2KOH + H_2CO_3 = K_2CO_3 + 2H_2O;$$

$$2NaOH + H_2CO_3 = Na_2CO_3 + 2H_2O.$$

Превращение гидроксидов Ca, K, Na в карбонаты называют [illegible] получения «оптимальной щелочности».

В результате последующих обменных реакций K_2CO_3 и Na_2CO_3 с солями кальция происходит осаждение карбоната кальция:

$$K_2CO_3 + CaA_2 = CaCO_3 + 2KA;$$

$$Na_2CO_3 + CaA_2 = CaCO_3 + 2NaA,$$

где A^- — анион кислоты, с которой Ca^{2+} на дефекации образовал растворимую соль.

Данные реакции имеют важное значение для процесса II сатурации, так как способствуют снижению в соке концентрации растворимых солей кальция, что является главной целью II сатурации. В хорошо отсатурированном соке II сатурации не должно содержаться свободного гидроксида кальция.

Кроме того, если после превращения гидроксидов кальция, калия и натрия в карбонаты продолжать сатурацию, то сок будет перенасатурированным, в нем повысится содержание растворимых солей кальция. Их появление обусловлено превращением почти нерастворимого карбоната кальция в слабо растворимый гидрокарбонат, а осаждающего реактива (K_2CO_3, Na_2CO_3) — в гидрокарбонаты, не реагирующие с растворимыми солями кальция:

$$CaCO_3 + H_2CO_3 = Ca(HCO_3)_2;$$

$$K_2CO_3 + H_2CO_3 = 2KHCO_3;$$

$$Na_2CO_3 + H_2CO_3 = 2NaHCO_3.$$

В результате этих реакций в растворе увеличивается концентрация аниона HCO_3^- и снижается концентрация осаждающего аниона CO_3^{2-}, что ухудшает осаждение солей кальция из сока.

В условиях II сатурации на отношение концентрации анионов $[HCO_3^-]/[CO_3^{2-}]$ оказывают влияние сахароза, общая концентрация ионов других веществ и температура. Сахароза и другие несахарные вещества, присутствующие в соке, влияют на равновесие системы:

$$CO_2 + OH^- = HCO_3^- \text{ (сок недосатурирован);}$$

$$HCO_3^- = CO_3^{2-} + H^+ \text{ (реакция равновесия);}$$

$$CO_3^{2-} + Ca^{2+} = CaCO_3.$$

Концентрация ионов CO_3^{2-} в реакции равновесия $HCO_3^- = CO_3^{2-} + H^+$ в значительной степени зависит от pH раствора, в который вводят угольную кислоту. Если при pH 13 принять концентрацию CO_3^{2-} за 100 %, то при других значениях pH получим:

pH	13	12	11	10	9	8
$[CO_3^{2-}]$, %	100	98,5	86	37,5	5,6	0,6

В соответствии с законом действия масс избыток осаждающего реактива (K_2CO_3, Na_2CO_3) способствует более полному осаждению кальция из сока.

НАТУРАЛЬНАЯ И ЭФФЕКТИВНАЯ ЩЕЛОЧНОСТЬ СОКА

На различных стадиях производства щелочность сока обусловлена различными химическими соединениями. В дефекованном соке щелочность зависит в основном от $Ca(OH)_2$, который присутствует как в растворе, так и в осадке. Кроме $Ca(OH)_2$ в соке присутствуют и гидроксиды щелочных металлов (KOH, NaOH, NH_4OH.

Щелочность сока I сатурации обусловлена наличием в нем всех гидроксидов: $Ca(OH)_2$, KOH, NaOH и NH_4OH, тогда как щелочность правильно отсатурированного сока II сатурации зависит только от K_2CO_3 и Na_2CO_3. Если сок II сатурации содержит гидроксиды, то такой сок недосатурирован. А при наличии наряду с K_2CO_3 и Na_2CO_3 их гидрокарбонатов сок пересатурирован.

Таким образом, в фильтрованном соке, поступающем на II сатурацию, часть щелочности обусловлена присутствием $Ca(OH)_2$, а другая часть — гидроксидами щелочных металлов (KOH, NaOH и NH_4OH, причем последнего в малом количестве.

На осаждение солей кальция затрачивается определенное количество K_2CO_3 и Na_2CO_3 согласно приведенным выше реакциям. Оставшееся после этих реакций избыточное количество K_2CO_3 и Na_2CO_3, выраженное в процентах CaO, называется *натуральной* или *естественной щелочностью*. Различают практическую и теоретическую натуральную щелочность. *Практической натуральной щелочностью* называют тот избыток K_2CO_3 и

(выраженный, как принято в сахарной промышленности, в эквивалентном количестве CaO), который остается в соке диффузии после практически достижимого осаждения солей кальция в отличие от *теоретической натуральной щелочности*, при которой подразумевается полное осаждение солей кальция. Практическая натуральная щелочность всегда выше теоретической.

Натуральная щелочность — важный показатель технологических свойств сока, который говорит о наличии в нем избыточных щелочей (K_2CO_3 и Na_2CO_3), осаждающих Ca^{2+}. Следовательно, чем выше натуральная щелочность, тем более полно будут удалены ионы кальция из сока. Величина натуральной щелочности зависит от состава диффузионного сока и качества свеклы. Известно, что источником образования K_2CO_3 и Na_2CO_3 являются KOH и NaOH, которые, в свою очередь, появляются на преддефекации в результате реакций осаждения (масса KOH и NaOH эквивалентна массе осаждаемых на дефекации анионов за вычетом свободной кислотности диффузионного сока).

Следовательно, можно считать, что в соке содержатся несахара, которые способствуют образованию натуральной щелочности вещества, затрудняющие ее формирование.

К несахарам, обусловливающим образование натуральной щелочности, следует отнести соли калия и натрия щавелевой, лимонной, винной, пектовой, фосфорной и серной кислот, анионы которых образуют с Ca^{2+} нерастворимые соли. К несахарам, которые не образуют натуральную щелочность, относятся амиды, продукты разложения редуцирующих веществ, белков и других соединений.

В большинстве случаев натуральная щелочность сока II сатурации не превышает 0,020...0,025 % Ca. Это низкий показатель для нормального технологического процесса, но в некоторых свеклосеющих зон свекловичный сок имеет даже отрицательную натуральную щелочность.

В соках и сиропе с низкой натуральной щелочностью сахароза более подвержена разрушению, они обладают меньшей термостойкостью по сравнению с продуктами, имеющими высокую натуральную щелочность.

При выращивании свеклы можно влиять на состав ее несахаров и формирование натуральной щелочности, для этого необходимо правильно подбирать удобрения.

Сок, полученный из свеклы, выращенной в засушливые годы или долго хранившейся на складе, когда в ней накапливается большое количество несахаров, в том числе редуцирующих веществ и аминосоединений, имеет низкую натуральную щелочность.

Ионы кальция на дефекации образуются в результате взаимодействия гидроксида кальция с продуктами разложения редуци-

рующих веществ, амидов и других соединений. Если эти продуктов разложения в соке мало, то концентрация солей кальция невелика. Тогда реакции осаждения будут преобладать над другими реакциями и содержание K_2CO_3, Na_2CO_3 будет в большом избытке, т. е. в процессе реакции образуется повышенная натуральная щелочность. С увеличением кислотности диффузионного сока, концентрации амидов, пектиновых и редуцирующих веществ натуральная щелочность сока II сатурации будет уменьшаться. Она может быть даже отрицательной, если K_2CO_3 и Na_2CO_3 недостаточно для осаждения Ca^{2+}.

Недостаток натуральной щелочности в производстве компенсируют, добавляя в сок гидроксид натрия, кальцинированную соду (Na_2CO_3) либо тринатрийфосфат ($Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$). Более предпочтителен тринатрийфосфат, так как кроме повышения щелочности он взаимодействует с растворимыми солями кальция, осаждая фосфат кальция [$Ca_3(PO_4)_2$], который сразу выпадает в осадок и не образует накипи на поверхностях теплообмена.

Однако указанные реагенты — сильные мелассообразователи. Например, мелассообразующий коэффициент NaOH составляет 4,6; Na_2CO_3 — 2,9; Na_3PO_4 — 1,5. Теоретически можно считать, что одна массовая единица щелочной добавки выводит в мелассу примерно 5,5 единицы массы сахарозы, что близко к эффективности, которая наблюдается в производстве, — 1:5, т. е. на каждую 1 т вводимой соды в производстве недополучат около 5 т товарного сахара.

Для успешного применения щелочных реагентов важное значение имеет место их ввода в технологический поток. Реагенты предпочтительно вводить малыми дозами в фильтрованный сок I сатурации, а не в контрольный ящик аппарата II сатурации. Использование тринатрийфосфата кроме эффективного осаждения кальция благотворно влияет на работу выпарной установки. Но стоимость тринатрийфосфата выше стоимости кальцинированной соды, поэтому на практике эти реагенты используют в смеси при соотношении 1:1. Реагенты вводят в сок как в твердом виде, так и растворенными в соке.

На некоторых зарубежных заводах вместо щелочных добавок ($Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$, Na_2CO_3, NaOH) применяют оксид магния. Для этого сок на II сатурации пересатурируют и выводят в реактор, где подщелачивают оксидом магния в течение 5 мин, а затем фильтруют. При этом протекают реакции

$$H_2CO_3 + MgO = MgCO_3 + H_2O;$$

$$MgCO_3 + CaA_2 = CaCO_3 + MgA_2,$$

где A — анионы растворимых солей кальция.

Вторая реакция смещается вправо, поскольку растворимость

карбоната магния почти в 210 раз больше, чем карбоната каль-

При добавлении в сок MgO происходит как бы саморегулирование оптимальной щелочности (pH около 9,2). Избыток оксида магния, не принявший участия в реакции, остается в нерастворенном состоянии и легко отфильтровывается. При замене кальцинированной соды оксидом магния чистоту мелассы можно повысить на 1,2...1,5 %.

Практическую натуральную щелочность определяют титрованием фильтрованного сока I сатурации 0,1 н. раствором H_2SO_4 до исчезновения окраски фенолфталеина (pH 8,0...8,2). Из полученных результатов вычитают содержание солей кальция в этом соке, определяемое комплексометрическим методом. В результате такого титрования до нейтральной по фенолфталеину точки в показатель натуральной щелочности входит и некоторая величина, так называемая буферная щелочность (эквивалентное количество кислоты, израсходованной на титрование образца сока от pH 9,2...9,5 до 8,0...8,2), которая не используется на практике, так как II сатурацию заканчивают при pH 9,0...9,5. Поэтому вместо натуральной щелочности более эффективно пользоваться понятием «эффективная щелочность», которая является показателем возможного удаления солей кальция на II сатурации.

Эффективная щелочность определяется по разности между щелочностью фильтрованного сока I сатурации [оттитрованного с помощью pH-метра до оптимальной щелочности (pH 9,0...9,5)] и содержанием в нем солей кальция, найденным комплексометрическим методом.

Эффективная щелочность ближе к оптимальной щелочности сока II сатурации, чем натуральная щелочность, и хорошо коррелирует с минимумом солей кальция.

Исходя из величины эффективной щелочности, можно вычислить массу NaOH m_{NaOH} (кг), которую необходимо добавить в 1 $м^3$ фильтрованного сока I сатурации в том случае, если эффективная щелочность $Щ_{эф}$ будет меньше 0,005 % CaO:

$$m_{NaOH} = [10(0{,}005 - Щ_{эф})](40/28). \qquad (35)$$

При использовании кальцинированной соды значение m, вычисленное по уравнению (35), умножают на 1,32.

Примерный расход гидроксида натрия на 1 $м^3$ сока, вычисленный по уравнению (35), при некоторых значениях эффективной щелочности приведен ниже:

$Щ_{эф}$, г CaO/100 $см^3$	Расход NaOH на 1 $м^3$ сока, кг
± 0	0,071
− 0,005	0,143
− 0,01	0,214

При недостаточном количестве щелочных добавок, вводимых в сок, когда концентрация их меньше концентрации солей кальция, в соке появляется муть и он трудно фильтруется. Осадок выпадает не сразу, а через 0,5...2 ч после введения соды, когда сок уже находится в выпарной установке. При бо́льших количествах щелочных добавок, несколько превышающих концентрацию солей кальция, осаждение последних происходит быстрее и заканчивается до введения в выпарную установку.

Следует иметь в виду, что из-за наличия веществ, обусловливающих буферную емкость сока, реакции осаждения солей кальция с помощью Na_2CO_3 и NaOH протекают не по стехиометрическому уравнению. Например, Na_2CO_3 осаждает примерно половину эквивалентного количества солей кальция. Тринатрийфосфат благодаря своей низкой растворимости осаждает ионы кальция в эквивалентном количестве.

Установлено, что если щелочными добавками поддерживать эффективную щелочность, близкую к 0,01 % CaO, то содержание солей кальция в соке будет минимальным, а термоустойчивость стабильной.

Величина эффективной щелочности, так же как и натуральной, зависит от состава сырья, условий проведения процесса диффузии и очистки диффузионного сока.

Различные нарушения технологического режима (перегрев сока в процессе диффузии, инфицирование микроорганизмами, повышенное содержание мезги в соке, недостаточный расход извести на очистку, излишняя рециркуляция сока, неритмичность работы завода) вызывают снижение эффективной щелочности сока. Поэтому за рубежом эффективную щелочность регулярно определяют в диффузионном, преддефекованном, дефекованном соках и в соке I сатурации. Для доведения первых трех соков до параметров сока I сатурации применяют специальную методику. Если наблюдается падение эффективной щелочности на каком-либо участке технологической схемы, то это свидетельствует о нарушениях в технологическом режиме. При отсутствии отклонений величина эффективной щелочности указанных соков будет постоянной.

ОПТИМАЛЬНАЯ ЩЕЛОЧНОСТЬ СОКА II САТУРАЦИИ

На II сатурации сок обрабатывают диоксидом углерода до оптимальной щелочности, при которой в нем остается минимально возможное количество солей кальция. Оптимальную щелочность, обусловленную присутствием в соке K_2CO_3 и Na_2CO_3, определяют сатурированием 1 л фильтрованного сока I сатурации температурой 80...85 °С до нейтральной по фенолфталеину реакции, отбирая по ходу сатурирования 8...10 проб. Пробы фильтруют, а затем в них определяют pH и содержание солей

Так как в процессе сату- содержание сухих веществ изменяется, то концентра- солей кальция выражают в массе сухих веществ. данным строят зависимости концентра- солей кальция от щелочности (рис. 82). Оптимальной сока II сатурации соответствующая содержанию солей в растворе.

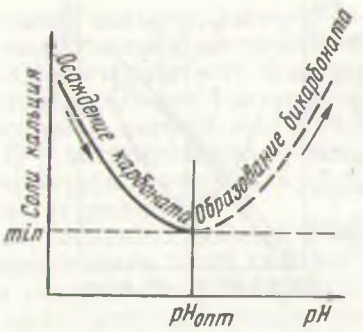


Рис. 82. Определение оптимальной щелочности по содержанию солей кальция в соке

При достижении оптимальной щелочности все ионы гидроксила превращаются в карбонаты. В соке щелочностью выше оптимальной карбонатов присутствуют ионы гидроксила, в соке со щелочностью ниже оптимальной — ионы гидрокарбоната. Растворимость кальция в присутствии гидроксила и гидрокарбоната ниже, чем только с ионами карбоната. Но даже при оптимальной щелочности, удерживаемой в пределах ±0,004 % CaO (±0,1 pH), сок II сатурации содержит избыток солей кальция. При сгущении полученного сока в выпарной установке эти соли переходят в нерастворимое состояние и осаждаются на поверхностях теплообменников в виде накипи. Если в сок II сатурации, отсатурированный до оптимальной щелочности, ввести свежеобразовавшийся кристаллический карбонат кальция и интенсивно перемешивать при температуре 92...97 °С в течение 5...10 мин, то значительную часть солей кальция можно вывести из раствора в осадок.

Оптимальную щелочность сока на II сатурации удобнее контролировать по значениям pH, который в зависимости от качества перерабатываемой свеклы колеблется в интервале 8,6...9,8.

Минимум содержания солей кальция в соке II сатурации можно определять и по изоионной точке осадка $CaCO_3$ (*изоионная точка* — это когда в двойном электрическом слое мицелл $CaCO_3$ концентрация H^+ и OH^- одинаковая), выделенного из сока II сатурации. Для этого отбирают 1,2 л фильтрованного сока I сатурации и делят на три порции — 1; 0,1 и 0,1 л. Первую порцию (1 л) сатурируют при температуре 85 °С до pH 9,0...9,5, фиксируя конечную величину с помощью фенолфталеиновых или тимоловых синих бумажек, используемых для контроля pH сока II сатурации. Полученный осадок $CaCO_3$ отфильтровывают и добавляют во вторую порцию сока (0,1 л). Затем ее и третью порцию раздельно титруют 0,2 н. раствором HCl до pH 8,5 с помощью pH-метра. По полученным данным строят графики титрований (рис. 83). Точка пересечения кривых и будет

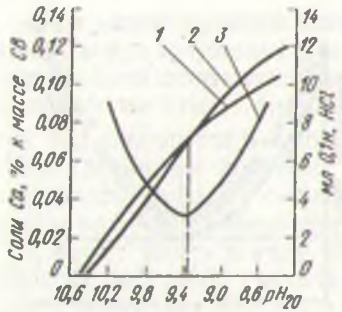


Рис. 83. Определение изоионной точки $CaCO_3$:

1, 2 — кривые потенциометрического титрования; 3 — содержание солей кальция в зависимости от pH

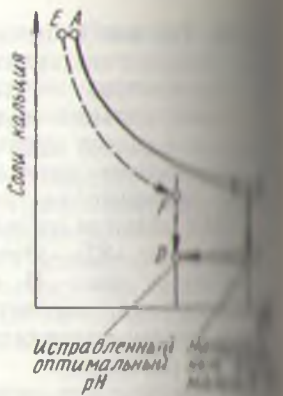


Рис. 84. Схема II [illegible] сока с низкой [illegible] щелочностью

соответствовать изоионному состоянию поверхности сатура[illegible] ного осадка $CaCO_3$, а следовательно, и оптимальному [illegible] pH сока II сатурации, при котором достигаются максима[illegible] значение ζ-потенциала и наиболее эффективная обмен[illegible] рбция ионов кальция и радикалов кислот.

Введение в сок щелочных добавок, особенно тринатрийфос[illegible] благоприятно сказывается на величине pH изоионной точки, [illegible] рая у карбонатно-фосфатного осадка всегда выше, чем у [illegible] карбонатных или фосфатных осадков. ζ-Потенциал сатура[illegible] осадка, полученного в присутствии HPO_4^{2-} и PO_4^{3-}, примерно в [illegible] раза больше, чем осадка, образовавшегося без введения тринатрий[illegible] фосфата. Поэтому и первый осадок обладает значительно бо[illegible] адсорбционной способностью, чем второй.

Повышение pH изоионной точки, особенно при перера[illegible] свеклы низкого качества, необходимо для снижения расхода са[illegible] розы, изокаталитическая точка которой находится при pH 8,3–8,5.

Если диффузионный сок получен из свеклы хорошего ка[illegible] ва, обладает достаточной натуральной щелочностью и терми[illegible] стойчивостью, то его сатурируют на II сатурации до оптимально[illegible] го значения pH (оптимальной щелочности). В этих условиях [illegible] величина оптимального pH будет достаточно высокой, что обе[illegible] печит незначительные потери сахарозы от разложения на после[illegible] дующих стадиях производства.

При низких значениях натуральной щелочности и термо[illegible] стойчивости в сок вводят щелочные добавки. При их добавлении [illegible] в сок после II сатурации процесс графически характеризуется [illegible] сплошной линией *ABCD* (рис. 84), т. е. сначала сок сатурируют [illegible] до реального значения оптимального pH (отрезок *AB*), опреде[illegible]

...ивольской лабораторией по солям кальция, выдержива... в дозревателе (отрезок *BC*), вводят щелочные реагенты, ...ют pH до расчетного (отрезок *CD*), и фильтруют. Если же ...ные добавки поступают в фильтрованный сок I сатурации, ...ение будет обозначаться пунктирной линией *AEFD* (см. ...). Ввод реагентов (отрезок *AE*) — сатурирование сока до ...ного pH (отрезок *EF*); снятие пересыщения солей каль... в дозревателе и фильтрование сока (отрезок *FD*).

...ует отметить, что при введении щелочных добавок в сок ...урации происходит снижение пересыщения солей кальция с ...ющим выпадением осадка на поверхности фильтровальной ...ки. К такому же результату можно прийти, используя сок ...ной щелочности на II сатурации, так как при сульфита... ...ного сока происходит образование осадков $CaSO_4$ и $CaSO_3$.

ОСАЖДЕНИЕ КАРБОНАТА КАЛЬЦИЯ НА II САТУРАЦИИ

...ли на I сатурации для получения тонкодисперсного осадка с ...ой адсорбционной активностью стремятся к созданию зна... ...ного пересыщения карбоната кальция, то на II сатурации ...айне нежелательно, так как кристаллизация карбоната ...ия из сильно пересыщенных растворов будет продолжаться ... II сатурации: в трубопроводах, фильтрах и теплообменных ...ах. Чтобы предотвратить пересыщение, скорость образо... ...ицелл $CaCO_3$ на II сатурации должна быть меньше ско... ...го кристаллизации. Для этого благоприятными будут сле... ...ие условия: повышенная длительность процесса, высокая ...ература, низкая щелочность и концентрация сахарозы, нали... в системе избытка кристаллов карбоната кальция. В условиях ...водства влиять на концентрацию сахарозы нет возможности, ...ность сока и так достаточно низкая и обусловлена полно... ...ждения кальция. Таким образом, в условиях II сатурации ...ствовать на пересыщение карбоната кальция можно только ...ением температуры, продолжительности процесса кристал... ...ции карбоната кальция и избытка его кристаллов.

...ним из технологических приемов, направленных на устране... ...ресатурирования сока II сатурации, считали нагревание его ...шения (102 °С), так как предполагалось, что с увеличением ...ературы растет значение ионного произведения воды, т. е. ...ивается диссоциация молекул воды ($H_2O \rightleftharpoons H^+ + OH^-$), ...о способствует усилению протекания реакций:

$$Ca^{2+}[HCO_3^-]_2 + H^+|OH^- \longrightarrow Ca^{2+}\left[\begin{matrix}HCO_3^- \\ OH^-\end{matrix}\right] + H_2CO_3;$$

$$H_2CO_3 \longrightarrow CO_2 + H_2O;$$

$$Ca^{2+}\left[\begin{matrix}HCO_3^- \\ OH^-\end{matrix}\right] \rightleftharpoons CaCO_3 + H_2O.$$

Но, как показала практика, нагревание сока перед II
рацией до кипения не препятствует образованию гидро
натов в условиях избыточного поступления сатурацион
газа. Это обусловлено тем, что разложение гидрокарбо
образующихся при пересатурировании, возможно лишь
непрерывном удалении CO_2, образовавшегося в ре
$2HCO_3^- = CO_3^{2-} + CO_2 + H_2O$, что возможно лишь при
вании сока до 125 °С и интенсивном кипячении. А в инте
70...102 °С температура не оказывает существенного влияния
содержание солей кальция в соке. Поэтому в настоящее
по типовой схеме предусмотрено нагревать сок перед II
цией до 85...92 °С. Но при снижении температуры проц
снижение скорости кристаллизации карбоната кальция и
кальция остаются в растворе в пересыщенном состоянии,
гая величины коэффициента пересыщения 1,7 и вызыв
последующих стадиях производства отложение трудно
мого «панцирного» осадка на фильтровальной ткани, на
трубопроводов, насосов, вентилей, поверхностях теплообм

При энергичном перемешивании нефильтрованного
сатурации с избытком (1 % и более) кристаллического $CaCO_3$
течение 10...15 мин удается значительно понизить пересы
солей кальция. Поэтому после II сатурации сок подвергают
зреванию» в сборнике-дозревателе. Например, в Польше II
рацию проводят последовательно в двух аппаратах при темпе
туре 83...85 °С, причем второй аппарат выполняет роль до
теля сока. Перед II сатурацией в сок добавляют известь
греческом заводе «Плати» в дополнение к двум сатураторам
сатурации, рассчитанным на 12-минутное сатурирование сока
каждом, установлен сборник-дозреватель с мешалкой для
вания» сока, которое проводят в течение 6 мин.

В Чехии по типовой схеме сок II сатурации сначала выдер
вают в кипятильнике, где устраняют пересатурирование, раз
ют гидрокарбонаты, амиды и удаляют аммиак, а затем в от
нике снимают пересыщение солей кальция.

Наиболее доступный и эффективный способ снижения пер
сыщения солей кальция — это добавление извести перед II
рацией и включение после нее дозревателя с энергичным пер
мешиванием сока.

Фирма БМА (ФРГ) выпускает оборудование для заводов, на
предусматривается отстаивание сока II сатурации для сни
пересыщения. Рекомендуется также часть отфильтрованного
турационного осадка сока II сатурации возвращать в аппарат II
сатурации. При этом кристаллизация $CaCO_3$ происходит бы
на поверхности введенных в качестве «затравки» кристал
$CaCO_3$, что устраняет возможность заметного пересыщения сок
Этим приемом пользуются в Швеции и Венгрии. Его осущест

при помощи специального оборудования: перемешивающего устройства и дозревателя.

Растворимость карбонатов щелочноземельных металлов, а следовательно, и концентрация солей кальция зависят от концентрации диоксида углерода в растворе в соответствии с уравнением

$$[Ca^{2+}][CO_3^{2-}] = ПР_{CaCO_3},$$

где $[Ca^{2+}]$ и $[CO_3^{2-}]$ — концентрация ионов кальция и угольной кислоты в растворе; $ПР_{CaCO_3}$ — произведение растворимости $CaCO_3$ (при 25 °С оно равно $4,8 \cdot 10^{-9}$).

Для сохранения постоянного значения $ПР_{CaCO_3}$ и снижения концентрации ионов кальция следует повышать концентрацию угольной кислоты в растворе, что достигается понижением температуры сока либо увеличением давления CO_2 над раствором (сатурация сока под давлением).

При пересатурировании сока II сатурации уменьшается концентрация ионов угольной кислоты и в соответствии с уравнением повышается концентрация ионов кальция. Кальций из осадка переходит в раствор.

Из факторов, влияющих на осаждение карбоната кальция, кроме температуры важными являются скорость протекания химических реакций и формирование осадка, содержание кристаллов $CaCO_3$ и их электрокинетический потенциал. Быстрое течение процесса (сатурация в трубе и др.) не только способствует переходу в растворе мицелл и последующему быстрому образованию агрегатов с меньшей десорбцией адсорбированных противоионов, но и снижает долю $CaCO_3$, кристаллизующегося без участия в адсорбционном процессе $CaCO_3$. Образующиеся кристаллы $CaCO_3$ в результате увеличения доли адсорбированных сахаров принимают сферическую форму. При медленной (малой) сатурации в системе значительно возрастает масса кристаллического ромбовидного кальцита, не используемого в адсорбционном процессе.

Для ускорения сатурационного процесса и увеличения адсорбционной поверхности перед II сатурацией в сок добавляют известковое молоко (0,3...0,6 % CaO к массе свеклы), что особенно необходимо при переработке свеклы низкого качества. Повышение концентрации ОН-ионов способствует быстрому образованию тонкодисперсных частиц карбоната с большой адсорбционной способностью.

Таким образом, снижение температуры на II сатурации до 70 °С можно считать целесообразным, если обеспечить условия быстрой и достаточно полной кристаллизации $CaCO_3$ и снятия его пересыщения. Это может быть достигнуто проведением вто-

рой дефекации сока перед II сатурацией и энергичным
шиванием сока, а при отсутствии второй дефекации —
части отфильтрованного осадка $CaCO_3$ на II сатурацию,
кой отстойника-дозревателя после II сатурации.

На II сатурации, так же как и на I, на поверхности
щихся кристаллов $CaCO_3$ происходит адсорбция солей
образовавшихся при высоких значениях щелочности на
щих этапах очистки.

ПРОВЕДЕНИЕ II САТУРАЦИИ

Для проведения II сатурации используют установку (
в которую входит дефекатор *1* с верхним и нижним
сока, барботерный аппарат II сатурации *2*, конструкция
аналогична аппарату I сатурации, дозреватель *3* для
сыщения карбоната кальция. Объем аппарата II
сколько меньше, чем объем аппарата I сатурации, так
удаления большей части пенообразующих несахаров на
фекации и I сатурации пены в соке образуется
меньше. Для устранения пузырьков газа из сока перед
лем устанавливают дегазатор.

Уровень сока в сатураторе поддерживают на высоте
3,5...4 м. Коэффициент использования сатурационного
5...10 % ниже, чем на I сатурации, что обусловлено
щелочностью сатурируемого сока. Продолжительность II
ции 7...11 мин (около 7 мин при переработке свеклы
качества и до 11 мин при переработке свеклы низкого

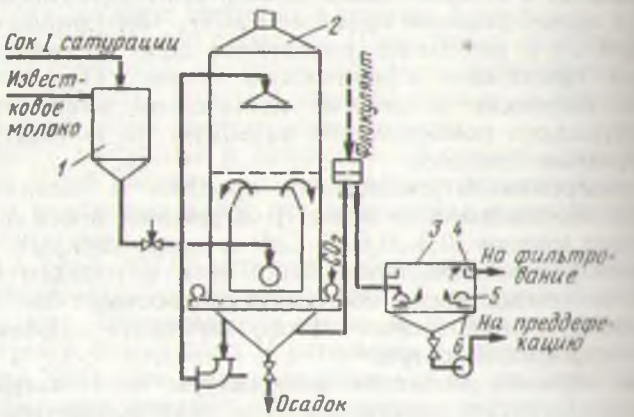


Рис. 85. Схема II сатурации сока с дозревателем-отстойником

...ратура процесса (85...97 °С) обеспечивает вполне удовле-
...ительную скорость фильтрования сока.

...ватор перед II сатурацией представляет собой вертикаль-
...цилиндрический сосуд с коническим днищем, сверху герме-
...крытый крышкой. Продолжительность пребывания сока
...аторе регулируют в пределах 0—5 мин, открывая выпуск-
...ранку.

...ватель *3* для снижения пересыщения карбоната кальция
...ставляет собой упрощенную конструкцию отстойника с
...ущим слоем, который состоит из цилиндрической обе-
...с коническим днищем и плоской крышкой. В нижней
...обечайки расположен кольцевой желоб *5*, обращенный
...той стороной вниз, с расположенной под ним кольцевой
...ельной пластиной *6*. В верхней части обечайки имеется
...ной желоб *4* с патрубком для отвода декантата. Сок
...ции поступает в кольцевой желоб *5* и через щель, обра-
...ую подвижной пластиной *6* и желобом *5*, равномерно
...ляется по сечению аппарата и отстаивается. Декантат
...ется сверху через переливной желоб *4*. Сгущенная суспен-
...плотностью 1,15...1,18 г/см^3 из конической части дозревателя
...ом перекачивается на преддефекацию.

...рбционная способность карбоната кальция в соке II сату-
...обусловлена его удельной площадью поверхности с селек-
...ым слоем обменных анионов, удерживаемых ионами каль-
... Решающее влияние на адсорбционную активность карбона-
...кальции оказывает одновременное присутствие ионов кальция
...сахарата. Поэтому перед возвратом суспензии сока II сату-
...ии на преддефекацию ее следует активизировать известковым
...ом примерно до pH 11 при интенсивном перемешивании,
...способствует повышению адсорбционной активности осадка
...очистке диффузионного сока удовлетворительного качества.
...очистке же сока с высоким содержанием веществ коллоид-
...дисперсности осадок не активизируют.

...получения сгущенной суспензии большей плотности в
... II сатурации перед отстойником-дозревателем вводят флоку-
...например полиакриламид, активизированный при 50...
...°С тринатрийфосфатом.

...в возвращаемой на преддефекацию суспензии сока II са-
...ии недостаточно твердой фазы для поддержания оптималь-
...режима осаждения несахаров, то в нее добавляют еще
...15 % сгущенной суспензии сока I сатурации.

...процессе дефекации сока перед II сатурацией эффект дозре-
...в отстойнике-дозревателе будет зависеть от pH сока на
...ции: при оптимальном значении pH (по минимальному
...ржанию солей кальция) или при недосатурировании дозрева-
...сока малоэффективно; если же сок пересатурирован, то до-
...вание дает положительный результат.

Включение дефекатора перед II сатурацией дает возмож
не только повысить общую эффективность очистки и
стойчивость очищенного сока, но и, используя его как буфер
емкость, обеспечить равномерность потока, поддержива
самым щелочность и pH в заданном режиме.

При работе завода по схеме с дефекацией сока перед II
рацией следует учитывать, что соли магния, содержащие
известковом молоке, достаточно полно осаждаются только
ловиях высокой щелочности (на I сатурации). Если же они
ступают с известковым молоком сразу на II сатурацию, мин
сатурацию, то магний из сока осаждается в виде гелеобр
карбоната магния, растворимость которого довольно
что приводит к быстрому «загоранию» выпарной уста
Поэтому при использовании в производстве извести с
содержанием соединений магния и других примесей дефек
сока перед II сатурацией проводить не следует.

При переработке низкокачественной свеклы более
параметром, чем концентрация солей кальция, считают
сиропа после выпарной установки, значение которого
приближаться к зоне минимального разложения
(8,2...8,5). Поэтому некоторые заводы работают при
ной щелочности сока II сатурации (0,035...0,05 % CaO
9,4...9,8), что дает возможность стабилизировать pH
щих продуктов на верстате завода в оптимальном
снизить потери сахарозы от разложения. Но при этом
бежно образование солей $CaSO_4$, $CaSO_3$, $Ca(HSO_3)_2$, более
творимых, чем $CaCO_3$, что может способствовать
отложению осадка на поверхностях теплообменника и
ровальной ткани.

На эффективность сатурации отрицательно влияют
примеси в сатурационном газе (CO, H_2S, O_2). Абсорбируясь
соке, они замедляют процесс сатурации, снижают качество
дукта. Бо́льшая часть растворенного кислорода реагирует с
фенолами и карбонильными соединениями, окисляет
интенсифицирует коррозию металла. В присутствии
сульфиты окисляются до сульфатов и теряют способность
бировать реакции образования красящих веществ. Оксид
да и H_2S замедляют абсорбцию CO_2 в соке. Их присутствие
сатурационном газе, даже при высоком содержании CO_2,
иллюзию недостатка CO_2.

Например, при параллельном сатурировании двух
сока сатурационными газами, один из которых содержит
CO_2, 4 % CO и следы H_2S, а другой — 28 % CO_2 без CO и
скорость сатурации первого образца была на 35 % меньше,
второго образца.

Сок, полученный после II сатурации, содержит в
небольшое количество карбонатов калия и натрия, солей

сахарозу, а в осадке находятся $CaCO_3$ и адсорбированные

$$\frac{K_2CO_3,\ Na_2CO_3,\ CaA_2,\ \text{сахароза}\ (\textit{в растворе})}{CaCO_3 + \text{адсорбированные несахара}\ (\textit{в осадке})}$$

ЗАВИСИМОСТЬ ЭФФЕКТИВНОСТИ ОЧИСТКИ ДИФФУЗИОННОГО СОКА ОТ РАСХОДА ИЗВЕСТИ

Расход извести на очистку сока. Известно, что поверхность образовавшегося карбоната кальция имеет положительный электрокинетический, или ζ-потенциал. У большинства веществ коллоидной дисперсности и других несахаров диффузионного сока ζ-потенциал отрицательный. Причем устойчивость несахаров в продуктах сахарного производства характеризуется величиной ζ-потенциала и зависит от pH, температуры и концентрации электролитов. При взаимодействии карбоната кальция и несахаров с разноименными зарядами происходят адсорбция и осаждение последних. Чем больше величина ζ-потенциала, тем активнее протекает взаимодействие потенциалопределяющих ионов и противоионов.

Величина положительно заряженного ζ-потенциала карбоната кальция, образовавшегося в процессе сатурации, зависит от общего расхода извести на очистку. На рис. 86 в качестве примера показана зависимость величины ζ-потенциала карбоната кальция от расхода извести (% к массе несахаров) на очистку диффузионного сока чистотой 86,5 %. Из этих данных видно, что при расходе извести менее 80 % к массе несахаров противоионы несахаров полностью компенсируют потенциалопределяющие ионы на поверхности как карбоната кальция, так и $Ca(OH)_2$, и электрокинетический потенциал всего осадка приобретает отрицательный знак. С увеличением расхода извести на очистку более 80 % часть потенциалопределяющих ионов осадка остается свободной и электрокинетический потенциал становится положительным. При возврате на преддефекацию такой сатурационный осадок образует с пузырьками агрегаты, которые затем легко отфильтровываются.

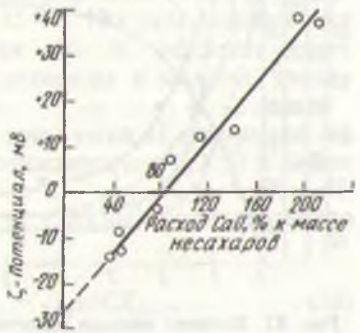


Рис. 86. Изменение ζ-потенциала сатурационного осадка в зависимости от расхода извести на очистку диффузионного сока

Представленная на рис. 86 зависимость величины ζ-потенциала

(мВ) от расхода CaO (% к массе несахаров) характеризуется уравнением

$$\zeta = 0{,}295\text{CaO} - (24 \pm 4{,}7).$$

От расхода извести на очистку диффузионного сока существенно зависят фильтрационные свойства сатурационных соков и их качественные показатели. На рис. 87 представлены экспериментальные данные очистки диффузионного сока чистотой 86,9 % по схеме: прогрессивная преддефекация → холодно-горячая основная дефекация → I сатурация → II сатурация. Из данных рис. 87 видно, что при расходовании 80...85 % CaO к массе несахаров, т. е. на стадии, когда заканчивается активная адсорбция отрицательно заряженных несахаров на положительно заряженной поверхности частиц карбоната и гидроксида кальция, содержание ВКД и величина фильтрационного коэффициента *Fk* (кривые *1*, *3*) в очищаемом соке изменяются почти линейно. В этот же период наблюдается близкая к линейной зависимость между расходом извести и эффективностью очистки сока (кривая *5*).

Следовательно, основное количество несахаров удаляется сатурационным осадком сока I сатурации еще до того, как ζ-потенциал получит положительный заряд. При дальнейшем расходе извести (более 2 %, т. е. уже на II сатурации), фильтрационный коэффициент почти не изменяется, а качественные показатели продолжают несколько улучшаться.

При расходе извести 100...120 % к массе несахаров свеклы обеспечивается нормальная работа сокоочистительного отделения завода.

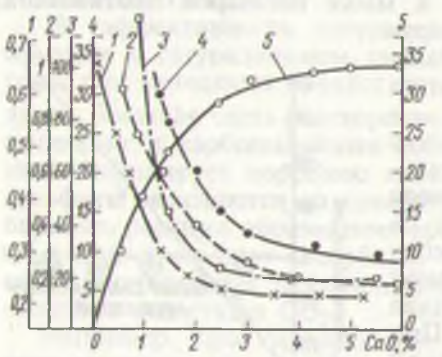


Рис. 87. Влияние расхода извести CaO (%) на технологические показатели очищенного сока:

1 — ВКД, % к массе СВ; *2* — соли кальция, % к массе СВ; *3* — фильтрационный коэффициент; *4* — цветность, усл. ед.; *5* — эффективность очистки, %

В зависимости от качества диффузионного сока на основании опытных данных был рекомендован примерный расход извести (рис. 88). Из этих данных видно, что при чистоте диффузионного сока 79...80 % расход CaO приближается к 4 % (к массе свеклы). Но такое количество извести приводит к перегрузке фильтрационного оборудования, повышенным потерям сахара с фильтрационным осадком, нарушению стабильный режим работы известково-газовой печи. Следовательно, при переработке низкокачественного

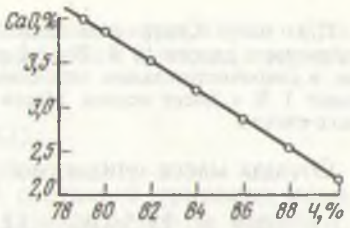


Рис. 88. Примерный расход извести на очистку диффузионного сока в зависимости от его качества

...ывает, не выходя за преде-...ного расхода извести 3 %, ...ные пути повышения эф-...ивности очистки сока в до-...ие к применяемым.

...ффективность очистки. При ...ечении углекислотной очистке ...фузионного сока удаляется до ... несахаров, из них: почти все ... аммиачного и половина ...ина азота, 40...45 % безазо-... органических веществ, ...% зольных элементов.

...ссу несахаров, удаляемых из ...фузионного сока, отнесенную к первоначальной их массе, ...ют *эффективностью очистки сока* (*Эф*), которую вычисля-... по чистоте диффузионного сока ($Ч_1$) и фильтрованного сока ...ой сатурации ($Ч_2$):

$$Эф = 100\left[1 - \frac{Ч_1(100 - Ч_2)}{Ч_2(100 - Ч_1)}\right]. \qquad (37)$$

...мер. Чистота диффузионного сока $Ч_1$ = 87,9 %, сока II сатурации ... Определить общую эффективность очистки

$$Эф = 100\left[1 - \frac{87{,}9(100 - 91{,}67)}{91{,}67(100 - 87{,}9)}\right] = 34\ \%.$$

...ая эффективность очистки диффузионного сока зависит ... качества перерабатываемой свеклы. При его чистоте 86 % ...ше и строгом соблюдении технологического режима эф-...ивность очистки составляет 34...35 %. Но при переработке ...фузионного сока чистотой ниже 86 % эффективность ...стки уменьшается, а содержание сахарозы в мелассе увели-...ется.

...тают, что при повышении чистоты сока II сатурации на ... содержание сахарозы в мелассе снижается на 0,3 % к массе ...ла.

...ссу очищенного сока (% к массе свеклы) определяют по ...нению баланса сахарозы

$$x = 100(СХ_{св} - П_д - П_{ф.о} - П_н)/СХ_{оч.с}, \qquad (38)$$

... — сахаристость свеклы, % к массе свеклы; $П_д$ — потери сахара на диф-..., % к массе свеклы; $П_{ф.о}$ — потери сахара в фильтрационном осадке, % к ... свеклы; $П_н$ — неучтенные потери сахара в свеклоперерабатывающем и со-...ительном отделениях, % к массе свеклы; $СХ_{оч.с}$ — содержание сахара в ...ном соке, % к массе сока.

Пример. Содержание сахарозы в соке II сатурации 11,5 % к масс... сахаристость свеклы 16 %. Потери сахарозы: общие на диффузии 0,5 %, ... ные в сокоочистительном отделении 0,1 % к массе свеклы, в фильтра... осадке 1 % к массе осадка. Масса фильтрационного осадка составляет ... массе свеклы.

Отсюда масса очищенного сока (% к массе свеклы)

$$16 = x \cdot 11{,}5/100 + 12 \cdot 1/100 + 0{,}5 + 0{,}1; \quad x = 133.$$

Состав очищенного сока. Примерный средний состав (%) ... щенного сока, поступающего на сульфитацию, следующий: ... 13...16; сахарозы 11...15; азотистых веществ 0,4...0,5; чистой ... 0,5...0,6; чистота 89...92 %; цветность 12...20 усл. ед.; содержание солей кальция 0,015...0,025 % CaO. При переработке свеклы ... повышенным содержанием редуцирующих и других несахаров концентрация солей кальция в очищенном соке может увеличиваться в 1,5...2 раза.

Ниже в качестве примера приведены усредненный состав сока II сатурации и для сравнения — состав диффузионного сока (табл. 15).

Таблица 15

Показатель	Сок II сатурации	Диффузионный сок
Содержание, %		
сухих веществ	13,3	13,7
сахарозы	12,2	12,05
Чистота, %	91,73	87,96
Содержание		
НСХ, % к массе сока	1,18	1,64
НСХ на 1 г воды в соке, г	0,0125	0,019

СУЛЬФИТАЦИЯ СОКА II САТУРАЦИИ

Химические реакции на сульфитации. *Сульфитацией* называют обработку сахарных растворов диоксидом серы. По технологической схеме сульфитации подвергают фильтрованный сок II сатурации, смесь сиропа с клеровкой и воду, подаваемую на диффузию.

Диоксид серы на сахарном заводе получают сжиганием комовой серы в печи. Эта реакция экзотермическая, поэтому она протекает с выделением теплоты:

$$S + O_2 \rightarrow SO_2; \quad \Delta H = +297 \text{ кДж/(г·моль)}.$$

Отбираемый из печи сульфитационный газ представляет собой смесь диоксида серы (10...15 %) и воздуха (85...90 %). В

содержится небольшое количество триоксида серы который образуется при взаимодействии диоксида серы с кислородом воздуха:

$$2SO_2 + O_2 = 2SO_3.$$

сульфитации сахарсодержащих растворов триоксид серы так как он образует с ними сульфаты щелочей, тем самым содержание золы, и вызывает коррозию

серы — бесцветный газ с резким запахом, ядовит, удушье, хорошо растворим в воде. В 1 объеме воды при атмосферном давлении растворяется 39,4 объема диоксиды (при 40 °С — 18,8 объема), но только небольшая часть растворенного SO_2 реагирует с водой, образуя сернистую кислоту $SO_2 + H_2O = H_2SO_3$). Сернистая кислота — слабая кислота, существует лишь в водных растворах. При нагревании разлагается, образуя диоксид серы и воду.

Растворенный диоксид серы находится в воде: в виде физически растворенного SO_2, неионизированного гидрата H_2SO_3, HSO_3^- и небольшого количества SO_3^{2-}, между которыми устанавливается равновесие:

$$SO_2 + H_2O = H_2SO_3 = H^+ + HSO_3^- = 2H + SO_3^{2-}.$$

Однако вторая константа ионизации значительно меньше первой, поэтому в чистых растворах диоксида серы ион SO_3^{2-} практически отсутствует. Об этом свидетельствует диаграмма равновесия Кронера (рис. 89). Как следует из диаграммы, только при pH > 9 равновесие сдвинуто вправо и сернистая кислота диссоциирована полностью по второй ступени с образованием иона SO_3^{2-}. В среде с pH 7 первая половина кислоты диссоциировала до HSO_3^-, а вторая — до SO_3^{2-}.

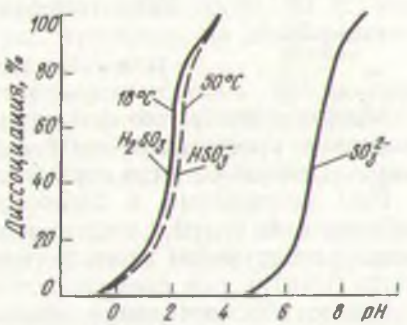


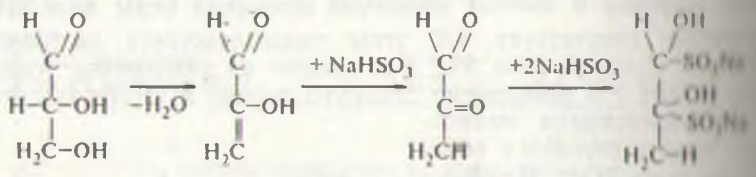
Рис. 89. Диаграмма равновесия Кронера

Сернистая кислота — хороший антисептик и восстановитель, она восстанавливает вещества, являющиеся непрочными соединениями, и превращает их в бесцветные соединения. Сок при этом не обесцвечивается, так как обесцвеченные вещества остаются в

растворе. Видимая эффективность обесцвечивания сахарных творов составляет 15...30 %, истинная эффективность обес вания — 8...10 %. Это объясняется индикаторными свой красящих веществ: при снижении pH, обусловленном сул цией, происходит снижение интенсивности цвета; при во значения pH к исходному цветность раствора почти полн восстанавливается.

Известно, что скорость окисления катализируется кати металлов переменной валентности, в первую очередь Fe^{2+} Cu^{2+}. Особенно активным каталитическим действием обл ионы железа и меди при их совместном присутствии в рас По этой причине в выпарной установке происходит интен окисление сульфитов в сульфаты. Вместе с тем такие веще как альдегиды, фенолы, амины, спирты, ингибируют окис сульфитов. Сахароза как полиоксисоединение также явл ингибитором реакции.

Сернистая кислота и ее соли обладают способностью бл ровать карбонильные группы редуцирующих соединений (м сахаридов, триоз, других продуктов их распада), препятству разованию красящих веществ. Это действие происходит, по димому, путем внутримолекулярной дегидратации трио образованием непредельного соединения с двойной связью торое превращается в метилглиоксаль, способный присоеди две молекулы гидросульфита натрия с образованием дисульфо та по ионному механизму:



Глицериновый альдегид

Дисульфонат

Можно считать, что основным фактором предотвращения об разования красящих веществ сульфитами является образовани моно- и дисульфонатов карбонильных производных гексоз.

При содержании в сахарсодержащих продуктах сернист кислоты и ее солей в соотношении примерно 0,5 моль SO_2 на моль редуцирующих веществ реакции образования красящих ве ществ практически прекращаются.

Кроме обесцвечивания, сернистая кислота снижает щело ность сока, так как карбонаты калия и натрия, обладающие щелочной реакцией (после гидролиза), превращаются в ней тральные сульфиты. Например,

$$K_2CO_3 + H_2SO_3 = K_2SO_3 + CO_2 + H_2O.$$

Сульфитация соков с низкой натуральной щелочностью приводит к слабокислой реакции и частичной инверсии сахарозы. Во избежание этого газовую сульфитацию иногда заменяют или дополняют так называемой «солевой» сульфитацией, добавляя в сок сульфиты или гидросульфиты калия, натрия (0,02...0,03 % к массе свеклы), которые, являясь солями слабой кислоты и сильного основания, в водных растворах дают щелочную реакцию, и общая щелочность остается на прежнем уровне. Кроме того, они придают соку высокую буферную емкость и таким образом стабилизируют pH, предохраняя сахарозу от разложения.

Очищенный сок II сатурации следует подвергать сульфитации только после удаления избытка солей кальция и фильтрования, так как образующийся при сульфитировании сульфит кальция имеет значительно бо́льшей растворимостью, чем карбонат кальция, и при сгущении сока в выпарной установке легко выпадает в осадок на поверхностях теплообмена. Поэтому практически на некоторых заводах недосатурирование сока на II сатурации с последующей сульфитацией является причиной «загорания» выпарной установки и увеличения содержания золы в сахаре-песке. Росту золы в сахаре-песке способствует также дозирование известкового молока в утфелемешалки — кристаллизаторы последнего утфеля. Кроме того, образующийся сульфит кальция связывает SO_2 и выводит его из реакций ингибирования сахаров.

Сульфитацию следует проводить так, чтобы во всех продуктах присутствовали свободные сульфиты (не менее 0,001 % к массе сахара), необходимые для ингибирования карбонильных групп образующегося инвертного сахара и продуктов его распада. Для повышения коэффициента абсорбции SO_2 в соке сульфитационный газ охлаждают перед сульфитаторами до 40...50 °С, так как с понижением температуры газа, например, на 10 °С растворимость SO_2 повышается примерно в 1,5 раза.

Иногда для облегчения фильтрования сиропа применяют форпрессную сульфитацию продукта в выпарной установке. При этом достигается более высокий коэффициент использования SO_2 и уменьшается отложение осадков на поверхностях теплообмена последних корпусов.

Вводить в сок гидросульфит натрия ($Na_2S_2O_4$) в качестве ингибитора цветности не рекомендуется из-за серы, увеличивающей зольность продукта.

На сахарных заводах США сульфитируют сок II сатурации, сироп с клеровкой и первый оттек утфеля I кристаллизации. На западноевропейских заводах углубленную сульфитацию проводят редко из-за повышенного содержания SO_2 в сахаре-песке или

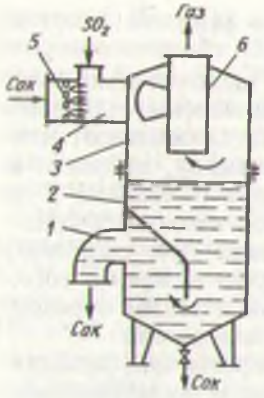


Рис. 90. Схема сульфитации продуктов в жидкостно-струйном сульфитаторе

совсем не применяют, ограничив строгим соблюдением технологического регламента.

Проведение сульфитации. На большинстве сахарных заводов сульфитацию воды или сиропа с клеровкой проводят в жидкостно-струйных сульфитаторах. Такой сульфитатор (рис. 90) состоит из цилиндрического корпуса *2*, выполняющего роль гидравлического затвора и предотвращающего попаданию сульфитационного газа в сливной трубопровод *1*. К корпусу *2* плотно присоединен сепаратор *3*, представляющий собой циклон с внутренним цилиндром *6* и предназначенный для отделения капель жидкости от отработанного газа. К корпусу также тангенциально присоединена камера смешения *4* с патрубком для подвода сульфитационного газа. В нее через диск *5* с отверстиями под давлением не ниже 0,25 МПа поступает продукт и распыляется, создавая разрежение. Под действием разрежения в камеру смешения втягивается сульфитационный газ и смешивается с продуктом.

На рис. 91 представлена общая схема сульфитации питательной воды, сока и сиропа. Комовую серу плотностью 1,95.. 2,05 г/см³ загружают в бункер-накопитель *1*, где она расплавляется до температуры 113 °С и непрерывно небольшими порциями через

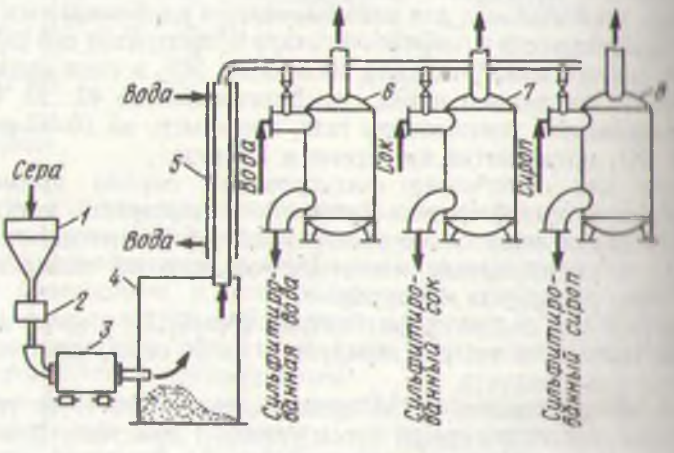


Рис. 91. Схема сульфитации воды, сока и сиропа

подается в печь *3*. В воздухе при 250...260 °С сера горит бледным синим пламенем. При более высоких температурах пламени переходит в желто-оранжевый. Образовавшийся при сжигании серы газ — диоксид серы, разбавленный воздухом в соотношении 1 : (7...8) и содержащий часть золы, под действием разрежения, создаваемого эжекторами сульфитаторов, поступает в золоотделительную камеру *4*, а затем в охладитель *5*, где очищается от взвесей и охлаждается до 40...50 °С. В камерах смешения сульфитаторов *6*, *7*, *8* газ смешивается соответственно с питающей водой, соком и сиропом с клеровкой.

Заданное значение pH продуктов, выходящих из сульфитаторов, поддерживается автоматически путем изменения степени открытия заслонки на трубопроводе подачи сульфитационного газа. Эффективность использования диоксида серы при сульфитации сока и воды составляет 93...95 %.

В камеру смешения сульфитатора вместо сульфитационного газа можно подавать сжиженный диоксид серы, поставляемый химической промышленностью. В этом случае диоксид серы не взаимодействует с кислородом воздуха, что положительно сказывается на качестве сульфитированного продукта.

Все жидкостно-струйные сульфитаторы для сока, сиропа с клеровкой и питающей воды соединены между собой через общий разделитель, при полном прекращении подачи продукта на какой-либо сульфитатор отсутствие тяги в нем компенсируется работой других сульфитаторов и все печи, сжигающие серу, будут работать под разрежением. Газ в этом случае в помещение не поступает. Золоотделительную камеру размером примерно 4 × 4 м и высотой 5...7 м изготавливают из кирпича, стены оштукатуривают. На время эксплуатации вход в нее закладывают кирпичом, чтобы исключить подсосы воздуха в камеру.

Оптимальное значение pH сульфитированного сока поддерживают на уровне 8,8...9,2; сиропа — 8...8,5; питающей воды — 7...8. Общий расход серы на сульфитацию сока, сиропа с клеровкой и воды составляет 30...40 кг на 100 т свеклы.

ФИЛЬТРОВАНИЕ СОКА II САТУРАЦИИ

Для фильтрования сока II сатурации используют установки, состоящие из листовых (ФиЛС) или патронных (РЗ-ПФП) фильтров, либо применяют дисковые фильтры. Одна из распространенных схем фильтрования сока II сатурации в фильтрах ФиЛС показана на рис. 92.

По этой схеме нефильтрованный сок из напорного сборника поступает в корпус фильтра *2* под гидростатическим давлением и фильтруется через ткань внутрь фильтрующих рамок *4* и поступает в сливную коробку *3*. Оттуда фильтрат поступает в сборник фильтрованного сока *9*. В процессе активного фильтрования сока поворотные заслонки *1* и *8* открыты, а заслонки *7* и

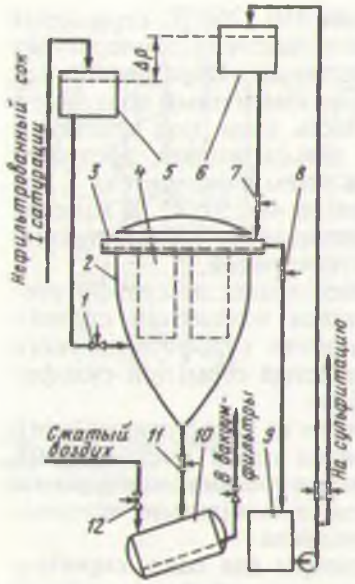


Рис. 92. Схема фильтрования сока в листовом фильтре

11 закрыты. Бо́льшая часть ф… рованного сока из сборника … правляется дальше по техно… ческой схеме, а часть его во… щается в сборник промы… фильтрата *6* и используется … смыва осадка с поверх… фильтрующих рамок *4*.

После завершения цикла … тивного фильтрования заслонка … автоматически закрывается, а … слонки *7* и *11* открываются. … воздействием перепада уров… сока в сборниках *5* и *6*, ра… Δp, возникает обратный … фильтрованного сока из сбор… *6* внутрь фильтрующих рам… который отделяет слой филь… ционного осадка с поверх… фильтровальных рамок *4*. Че… заслонку *11* сгущенная суспе… осадка поступает в камер… насос *10*, снабженный нижни… верхним контактами для регул… вания объема выводимой сус… зии. По сигналу верхнего кон… заслонка *11* закрывается, а заслонка *7* остается открытой … 20...25 с для регенерации фильтровальной ткани на р… После этого заслонка *7* закрывается, а заслонка *8* открывается … начинается новый цикл фильтрования сока.

Как только заслонка *11* закроется, открывается клапан *12* … сгущенная суспензия вытесняется сжатым воздухом в сбор… После освобождения камерного насоса от суспензии по сиг… нижнего контакта клапан сжатого воздуха закрывается.

Общий цикл фильтрования составляет 6...6,5 мин. Средн… скорость фильтрования 12...15 л/(м^2 · мин). Содержание тверд… фазы в фильтрате 0,3...0,5 г/л. Плотность сгущенной суспен… (1,17...1,24 г/см^3) легко регулируется изменением длительно… процесса фильтрования.

Фильтры ФиЛС обеспечивают качественное фильтрова… как сока I сатурации, заменяя гравитационные отстойники, т… и сока II сатурации. В настоящее время серийно выпуска… полностью автоматизированные установки, состоящие из … ронных фильтров Р3-ПФП и работающие по временной … грамме, а не по накоплению осадка. Как показала практика, … фильтры более эффективны при контрольном фильтрова…

II сатурации, чем ФиЛС. Принцип их действия будет изло-
в следующей главе.
на дисковых фильтрах площадью поверхности 80 и 100 м^2
) фильтруют следующим образом.
Нефильтрованный сок с избыточным давлением не более
Па поступает в корпус *3* дискового фильтра через корыто
, фильтруется под давлением через ткань, проходя внутрь
, и поступает в приемник *2* через сокоотводящие трубы,
расположенные в полом валу *5*. На поверхности фильтрующей
ткани дисков постепенно накапливается слой осадков. При
достижении определенной толщины слоя осадка или резком по-
вышении давления подачу нефильтрованного сока прекращают и
оставшийся сок спускают в сборник, расположенный перед на-
чалом нефильтрованного сока.
Фильтрационный осадок смывают с поверхности вращающих-
ся дисков двумя потоками фильтрованного сока II сатурации,
причем один поток поступает под давлением через форсунки
промывного аппарата *7* в пространство между дисками, а второй —
самотоком внутрь дисков. Сгущенная суспензия фильтрацион-
ного осадка стекает вниз и через поперечные щели в корпусе
фильтра поступает в желоб шнека *6*, из которого выгружается в
сборник. Фильтровальную ткань на дисках заменяют через люки
примерно через 20...25 сут эксплуатации.
Цикл активного фильтрования на дисковых фильтрах опреде-
ляют заранее, а выгрузку осадка проводят по графику. Вспомога-
тельные операции в общем цикле фильтрования занимают около
мин. Средняя скорость фильтрования сока II сатурации
м^3/(м^2 · мин).

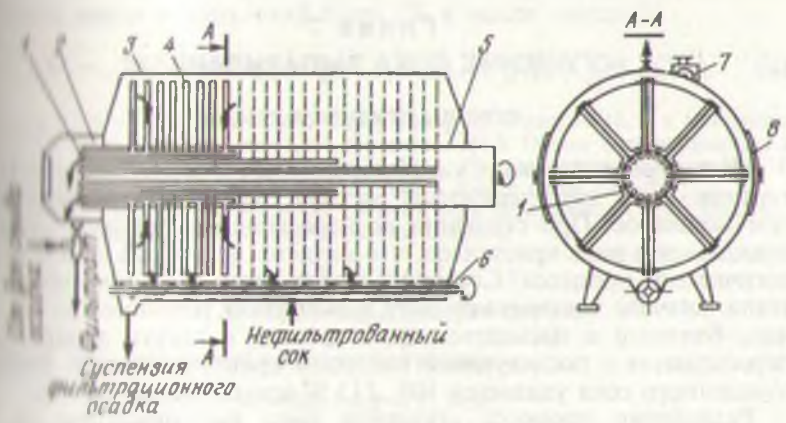


Рис. 93. Схема фильтрования сока в дисковом фильтре

Продолжительность пребывания сока II сатурации в
дискового фильтра 12...15 мин. За это время часть солей
ция, содержащихся в соке в пересыщенном состоянии,
таллизовывается на поверхности фильтровальной ткани и
няет последующее фильтрование. Если в технологическую
входит дозреватель, то бо́льшая часть солей кальция после
рата II сатурации выпадает в осадок еще в дозревателе.

Дисковые фильтры используют для контрольного фильтр
ния сока после ФиЛС или, если в схеме II сатурации предус
рены только дисковые фильтры, то фильтрование сока на
проводят дважды. На патронных фильтрах сок II сатура
фильтруют один раз. Для экипировки фильтров применяют
роново-лавсановую ткань (артикул 86015, 86016) или лавса
ткань (артикул 65065, 56071).

Контрольные вопросы

1. Чем вызвана необходимость очистки диффузионного сока? 2. Какие
ческие реакции протекают при предварительной дефекации сока? 3. В чем
чие горячей оптимальной и прогрессивной предварительной дефекации
4. Какова цель основной дефекации сока и какие химические реакции
при основной дефекации сока? 5. Что такое I сатурация и какие химич
реакции протекают при этом? 6. Что такое оптимальная щелочность
сатурации? 7. Что такое натуральная и эффективная щелочность? Как
руется ее недостаток в соке? 8. Зачем нужен дозреватель для сока II
9. Зачем дефекация разделена на предварительную и основную, а сатурация
I и II стадии? 10. Какие изменения происходят в соке при его сульфитации?
чем состоит принцип действия отстойника с фильтрующим слоем осадка?
фильтруется сок I сатурации на вакуум-фильтрах? 13. Из каких основных
состоит типовая схема очистки диффузионного сока с холодной (теплой)
грессивной преддефекацией и комбинированной холодно-горячей дефекацией

Глава 7
СГУЩЕНИЕ СОКА ВЫПАРИВАНИЕМ

ОСНОВЫ СГУЩЕНИЯ СОКА

Цель сгущения сока. Сульфитированный очищенный сок II са
турации — это ненасыщенный раствор сахарозы и оставшихся в
нем несахаров. При сгущении до пересыщения сахароза начинает
осаждаться в виде кристаллов, что является конечной целью техно
логического процесса. Сгущение очищенного сока проводят в два
этапа: сначала выпаривают воду в выпарной установке до состоя
ния, близкого к насыщенному, а затем — в вакуум-аппарате до
пересыщения с последующей массовой кристаллизацией. Всего из
очищенного сока удаляется 100...115 % воды к массе свеклы.

Разделение процесса сгущения сока выпариванием на два
этапа обусловлено необходимостью сократить расход теплоты на
выпаривание такого большого количества воды. На первом этапе

выпаривают в многокорпусной выпарной установке, много-
используя отработавший в турбине пар (ретурный). В
дальнейшем мы будем называть его греющим паром. При сгуще-
нии выпариванием часть несахаров выпадает в осадок, уве-
личивается цветность сока и концентрация редуцирующих ве-
ществ в нем, поэтому полученный сироп перед увариванием в
вакуум-аппаратах необходимо сульфитировать и фильтровать. А
осаждение этих процессов возможно лишь при концентрации
сухих веществ в сиропе не более 65 %, т. е. когда сироп обладает
достаточной текучестью.

Второй этап сгущения сиропа до пересыщения проводят в
многокорпусных выпарных аппаратах под разрежением (в вакуум-
аппаратах).

Количество выпариваемой воды. Масса воды W, выпариваемой
в выпарной установке, зависит от содержания сухих веществ в
очищенном соке CB_1 и в сиропе CB_2. Вычислить ее можно,
предварительно определив количество сока и сиропа, по уравне-
нию баланса сухих веществ

$$Q_1 CB_1/100 = Q_2 CB_2/100, \qquad (39)$$

где Q_1 — масса соответственно очищенного сока и сиропа.

Массу очищенного сока Q_1 определяют по уравнению баланса
сахарозы, зная среднее содержание ее в свекле, в очищенном
соке и потери до выпарной установки. По величине Q_1 находят
массу сиропа (% к массе свеклы)

$$Q_2 = Q_1 CB_1/CB_2. \qquad (40)$$

Тогда масса выпаренной воды (% к массе свеклы)

$$W = Q_1 - Q_2 = Q_1 - Q_1 CB_1/CB_2 = Q_1(1 - CB_1/CB_2). \qquad (41)$$

Пример. Среднее содержание (%): сахарозы в свекле 16,3, в очищенном
соке 12, сухих веществ в соке 13,3, в сиропе — 61,8. Общие потери сахарозы до
выпарной установки — 0,7 % к массе свеклы. На растворение сахара II и III
кристаллизаций расходуется 4,5 % очищенного сока к массе свеклы.

Вычислить Q_1, Q_2, W (% к массе свеклы), если переработано 100 т свеклы.

Масса очищенного сока и сиропа соответственно:

$$Q_1 = (16{,}3 - 0{,}7)100/12 = 130;$$

$$Q_2 = (130 - 4{,}5)13{,}3/61{,}8 = 27.$$

Масса воды, выпаренной в выпарной установке,

$$W = 130 - 4{,}5 - 27 = 98{,}5.$$

Многократное использование пара. Сок сгущается в выпарных
аппаратах с трубчатой поверхностью теплообмена, обогреваемых

насыщенным паром температурой более высокой, чем тем-
тура кипения сока. Поэтому за счет градиента температур
та пара через поверхность нагрева передается соку. Греющий
омывает кипятильные трубы снаружи и при соприкосновении
стенкой конденсируется. При этом выделяется теплота конден-
ции, которая передается через стенку соку, в результате чего
начинает кипеть. Происходит как бы обмен скрытой теп-
греющий пар отдает теплоту конденсации и удаляется из гре-
щей камеры в виде конденсатной воды, а вода из сока, по-
эту теплоту (теплота испарения), выводится в виде *вторич-*
пара.

Вторичный пар, отбираемый из корпусов выпарной уста-
на технологические нужды, называют еще *экстрапаром* и обо-
чают буквой *E* от латинской приставки extra, в переводе «сно-
нительно, сверх». Теплота конденсации греющего пара и теп-
испарения вторичного пара примерно одинаковые, поэтому 1
греющего пара, поступающего в выпарной аппарат, выпари-
из сока около 1 кг воды (при условии, что сок заранее нагре-
кипения). Если выпаривать сок в одном аппарате, то на испаре-
ние 98,5 кг воды будет израсходовано столько же греющего па-
и еще на нагревание различных промежуточных продуктов
требуется примерно около 50 кг пара, т. е. всего 148,5 кг
100 кг переработанной свеклы.

При сжигании 1 кг условного топлива с теплотой сгорания
29 310 кДж из воды образуется 8 кг пара. Следовательно, расх
условного топлива составит 148,5/8 = 18,5 кг. Это очень бо-
шая величина, и чтобы снизить ее, на заводах применяют прин-
цип многократного использования теплоты греющего пара.
Многократное испарение проводят в выпарной установке, состо-
ящей из нескольких последовательно соединенных выпарных ап-
паратов (корпусов) (рис. 94).

Сок поступает в I корпус, обогреваемый отработавшим в ту-
ровой турбине паром. Из сока выпаривается часть воды, образуя
вторичный пар. Частично сгущенный сок перетекает во II кор-
пус, где из него выпаривается
еще часть воды, и так до послед-
него корпуса (или концентрато-
ра), откуда выходит уже готовый
сироп. Вторичный пар, образо-
вавшийся в I корпусе, направля-
ется на обогрев II корпуса, вто-
ричный пар из II — на обогрев
III корпуса, вторичный пар из
III — на обогрев IV. В четырех-
корпусной выпарной установке
без отбора вторичных паров I и
отработавшего в турбине пара

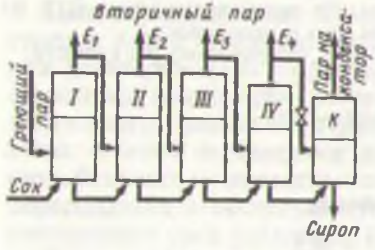


Рис. 94. Схема многократного использования греющего пара

выпарить 4 кг воды. Удельный расход греющего пара
ается в 4 раза.
В результате многократного использования греющего пара в
ной установке и рационального потребления теплоты ут-
ого пара, конденсатов и т. д. расход условного топлива на
ном заводе снижается с 18,5 до 5,5...6,5 кг на 100 кг свеклы.

Параметры вторичного пара. В выпарной установке вторичные
образуются в результате выпаривания воды из сока, темпе-
кипения которого всегда выше температуры кипения
и зависит от концентрации в нем сухих веществ и чистоты,
от давления в корпусах (табл. 16).

Из данных, приведенных в табл. 16, видно, что температура
сахарного раствора повышается с увеличением концент-
сухих веществ, давления, а также при понижении чистоты.
Увеличение температуры кипения сахарных растворов относи-
температуры кипения воды, приводящее к снижению ин-
кипения, называется *температурной депрессией* (от
depression — подавление).

Движущей силой процесса теплообмена является разность
ператур греющего пара $t_п$ и кипения нагреваемого сока $t_с$,
называют *полезной разностью температур* ($\Delta t_п = t_п - t_с$).
Если при давлении P температуру кипения воды обозначить
температурную депрессию — Δt_s, то полезная разность тем-
ратур в данной точке аппарата

$$\Delta t_п = t_п - (t_в + \Delta t_s). \qquad (42)$$

Пример. Давление в надсоковом пространстве выпарного аппарата
,18 МПа, температура греющего пара 124,5 °С, содержание СВ в выпарива-
ом соке 15 %, $ч$ = 90 %. Определить полезную разность температур.
При давлении 0,18 МПа вода кипит при температуре 116,5 °С, по табл. 16
Δt_s = 1,05. Подставляя это значение в уравнение (42), получим полезную
ность температур.

$$\Delta t_п = 124,5 - (116,5 + 1,05) = 6,95 \text{ °С}.$$

На полезную разность температур влияет *гидродинамическая* и
статическая температурная депрессии. Первая представляет
снижение температуры за счет падения давления в паро-
водах, соединяющих смежные корпуса выпарной установки,
сепарирующих устройствах вследствие гидравлического со-
ления. Величину ее на одну ступень выпаривания прини-
ют равной 1 °С. Вторая учитывает изменение температуры
ения раствора, обусловленное добавлением высоты столба
костной смеси сока.

В четырехкорпусной выпарной установке при температуре
ющего пара в I корпусе 132 °С и температуре вторичного пара
последнем IV корпусе 85 °С суммарная полезная разность тем-

Таблица 16

Содержание сухих веществ, %	Чистота раствора, %	Повышение температуры кипения Δt (°С) сахарных растворов при давлении, МПа								
		0,026	0,052	0,077	0,103	0,129	0,155	0,181	0,207	0,258
15	100	0,16	0,18	0,19	0,21	0,23	0,25	0,27	0,27	0,29
	90	0,18	0,21	0,23	0,24	0,26	0,28	0,29	0,31	0,33
	80	0,21	0,24	0,26	0,29	0,31	0,33	0,35	0,36	0,39
	70	0,26	0,30	0,33	0,36	0,38	0,40	0,42	0,44	0,46
25	100	0,36	0,41	0,44	0,48	0,51	0,54	0,56	0,58	0,62
	90	0,39	0,44	0,48	0,53	0,55	0,58	0,60	0,62	0,66
	80	0,45	0,52	0,57	0,61	0,65	0,68	0,70	0,73	0,77
	70	0,54	0,62	0,68	0,73	0,77	0,81	0,84	0,87	0,92
35	100	0,64	0,72	0,76	0,82	0,86	0,90	0,94	0,97	1,02
	90	0,70	0,79	0,86	0,92	0,97	1,01	1,05	1,08	1,14
	80	0,81	0,93	1,01	1,07	1,13	1,18	1,22	1,27	1,33
	70	0,95	1,08	1,17	1,26	1,33	1,39	1,45	1,50	1,57
45	100	1,11	1,21	1,29	1,36	1,41	1,46	1,51	1,56	1,62
	90	1,25	1,38	1,48	1,56	1,64	1,70	1,76	1,80	1,88
	80	1,46	1,65	1,76	1,87	1,95	2,04	2,12	2,20	2,31
	70	1,73	1,94	2,11	2,27	2,39	2,50	2,61	2,70	2,82
55	100	1,97	2,12	2,24	2,35	2,44	2,52	2,59	2,67	2,76
	90	2,19	2,39	2,55	2,68	2,80	2,90	2,99	3,09	3,21
	80	2,55	2,83	3,04	3,20	3,35	3,46	3,56	3,68	3,84
	70	3,02	3,30	3,57	3,82	4,0	4,18	4,34	4,49	4,69
65	100	3,36	3,64	3,88	4,08	4,25	4,42	4,59	4,76	4,96
	90	3,65	4,05	4,36	4,64	4,89	5,11	5,31	5,50	5,80
	80	4,16	4,58	4,95	5,18	5,42	5,65	5,82	6,04	6,28
	70	4,82	5,25	5,62	5,98	6,26	6,54	6,74	6,98	7,24
75	100	5,75	6,28	6,70	7,06	7,28	7,56	7,78	8,04	8,30
	90	6,16	6,72	7,22	7,66	7,95	8,28	8,56	8,84	9,15
	80	6,90	7,58	8,15	8,60	8,98	9,34	9,65	9,98	10,32
	70	7,86	8,60	9,26	9,80	10,24	10,64	10,98	11,32	11,80
80	100	7,82	8,40	8,86	9,38	9,70	10,02	10,30	10,58	10,94
	90	8,32	9,12	9,75	10,34	10,72	11,08	11,42	11,78	12,30
	80	9,34	10,30	11,06	11,72	12,18	12,64	13,08	13,56	14,20
	70	10,62	11,80	12,74	13,48	13,96	14,44	14,90	15,58	16,40
85	100	—	—	—	13,21	13,76	14,30	14,74	15,18	15,70
	90	11,84	12,84	13,65	14,40	15,00	15,56	16,05	16,72	17,56
	80	13,08	14,40	15,40	16,30	16,96	17,54	18,18	19,02	20,0
	70	14,80	16,30	17,60	18,70	19,55	20,20	20,85	21,90	23,30
90	100	—	—	—	19,40	20,25	21,00	21,89	22,55	—
	90	—	18,30	19,55	20,70	21,55	22,45	23,25	24,40	25,75
	80	18,45	20,05	21,40	22,75	23,70	24,65	25,60	26,80	28,45
	70	20,20	22,0	23,60	25,25	26,50	27,65	28,80	30,30	—
		Температура кипения чистой воды, °С								
0	—	64,5	81,7	92,1	100	106,4	111,8	116,5	120,6	127,9

ператур (°С) с учетом температурной и гидродинамической
рессий составляет

$$\Delta t_{п} = (132 - 85) - (0{,}5 + 1 + 2{,}5 + 4) - (4 - 1) = 36,$$

где 0,5; 1; 2,5 и 4 — температурная депрессия соответственно в I, II, III
корпусах; (4 − 1) — гидродинамическая температурная депрессия.

Таким образом, при равномерном распределении темпера
на каждую ступень выпарной установки приходится 9 °С по
ной разности температур. Но на практике суммарная полез
разность температур распределяется между ступенями выпар
ния с учетом температуры вторичных паров, отбираемых на
гревание промежуточных продуктов в производстве. При
для обеспечения устойчивого теплообмена температура грею
пара должна быть выше средней температуры кипения сока
6...7 °С.

СГУЩЕНИЕ СОКА В ВЫПАРНЫХ УСТАНОВКАХ

КЛАССИФИКАЦИЯ ВЫПАРНЫХ УСТАНОВОК

Сок сгущают в выпарной установке, которая является наи
лее крупным потребителем отработавшего пара и одновремен
генератором пара для технологических нужд. В ней пар
высокого потенциала преобразуется в пар с пониженными дав
нием и температурой, который затем используются для нагре
ния различных промежуточных продуктов. По важности вы
няемых функций выпарная установка занимает центральное
место в технологической и тепловой схемах завода. От работ
выпарной установки зависят производительность завода, расх
топлива, потери сахара и его качество.

Вторичный пар из выпарной установки обеспечивает прове
ние следующих процессов: сгущение очищенного сока
60...65 % СВ; уваривание утфелей в продуктовом отделении, по
гревание промежуточных продуктов до температуры, предусмо
ренной технологическим регламентом; снабжение теплоэлектро
централи (ТЭЦ) конденсатом для питания паровых котлов, сна
жение завода горячей водой.

Многокорпусные выпарные установки классифицируют по
следующим признакам:

по давлению вторичного пара в последнем корпусе: 1) рабо
тающие при избыточном давлении; 2) работающие под разреже
нием;

по числу корпусов: 1) трехкорпусные установки с концентра
тором; 2) четырехкорпусные установки с концентратором

...прямкорпусные установки с 0-корпусом, когда использует-...работанный пар двух давлений: пар с бо́льшим давлением ...ает в 0-корпус, а пар с меньшим давлением — в I корпус; ...ехкорпусные установки.

...парные установки компонуют из вертикальных выпарных ...ратов с естественной циркуляцией сока, имеющих номи...ную площадь поверхности теплообмена: 500, 600, 800, 1000, ...1900, 1800, 2120, 2360, 3000 и 4500 м^2.

...парной аппарат (рис. 95) представляет собой вертикальный ...индрический сосуд, внутри которого расположена паровая ...ера, состоящая из двух трубных решеток с завальцованными ...их концами кипятильных труб диаметром 33 × 1,5 мм ...мм — наружный диаметр; 1,5 мм — толщина стенки трубы). ...етрубное пространство, ограниченное цилиндрическими ...ями корпуса, подводят греющий пар, снизу отводят конден...греющего пара, а сверху — неконденсирующиеся газы и воз..., поступившие с греющим паром.

...ущаемый сок поступает в соковую камеру *14* под нижнюю ...бную решетку выпарного аппарата и примерно на 1/3 запол... кипятильные трубы па... камеры *3*. При кипе... (в результате образова... пузырьков пара) объем ... увеличивается, полнос... выполняет кипятильные ...бы и выливается на верх... трубную решетку, пу... лопаются, пар остает... в надсоковом пространстве ... сок по внутренней цир...ционной трубе *12* опус... вниз под трубную ре... Часть сгущенного сока ...шивается со свежим ... и вновь заполняет ки...льные трубы, а часть на...ается в следующий вы... аппарат для дальней... сгущения.

...ественная циркуляция ... происходит вследствие ...ницы давления столба па...ой смеси в кипятиль... трубах и столба сока (без ...ырьков пара) в циркуля...ной трубе, обусловлен-

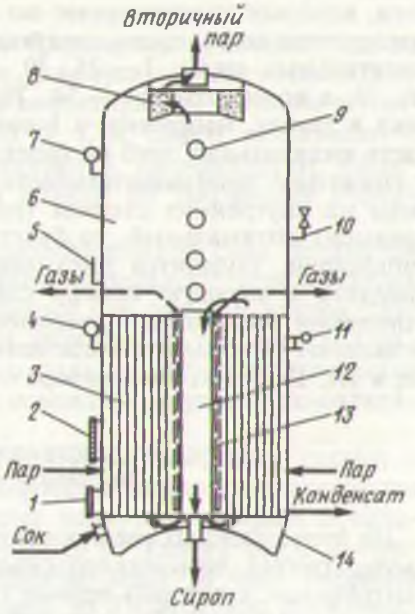


Рис. 95. Схема выпарного аппарата с естественной многократной циркуляцией сока

ной различием плотностей. Плотность паросоковой смеси ме
ше плотности некипящего сока и зависит от содержания в
пузырьков пара.

Для контроля и регулирования режима работы выпарной
парат снабжен термометром *5*, предохранительным клапаном
смотровыми стеклами *9*, указателем и регулятором уровня
2, манометрами *4* и *7* (IV корпус и концентратор снабже
вакуумметрами), указателем уровня конденсата *1*, масленкой
для гашения пены и вертикальными перфорированными труб
ми *13* для отвода неконденсирующихся газов.

Вторичный пар из надсокового пространства отводит
встроенный сепаратор *8*, где пар освобождается от капель,
рые затем возвращаются в сок. Для снижения потерь тепл
наружную поверхность выпарных аппаратов покрывают
изоляционным слоем. Выпарные аппараты работают непреры
но, т. е. в них непрерывно поступает жидкий сок на выпарив
ние и отводится сгущенный.

Высота уровня сока в кипятильных трубах имеет важное
чение для нормальной работы выпарных аппаратов и поддер
вается на таком уровне, чтобы верхняя трубная решетка
омывалась кипящим соком. Оптимальный уровень некипяще
сока, кото́рый контролируют по специальным устройствам,
пределяется по корпусам следующим образом (% к общей
кипятильных труб): I — 25...30, II — 30...35, III — 30...40, IV
40...50, в концентраторе — 50...70. При резком снижении уров
сока в трубах, например, в I корпусе до 20 % и ниже, верхня
часть кипятильных труб не будет омываться соком, что приведе
к снижению производительности аппаратов и пригоранию сах
розы на внутренних стенках труб. Если уровень сока в трубах
превысит оптимальный, то будет снижаться интенсивность теп
лопередачи, ухудшится циркуляция сока и возможен перебро
продукта в паровую камеру следующего корпуса. В процесс
отложения накипи на поверхностях теплообмена уровень сок
повышают (% к высоте кипятильных труб): в I — на 5, во II —
10, в III, IV и в концентраторе — на 15.

ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ ЧЕТЫРЕХКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

На отечественных свеклосахарных заводах эксплуатируют пре
имущественно четырехкорпусные выпарные установки с кип
центратором, у которых первые три корпуса работают под давле
нием, а последний (IV) и концентратор — под разрежением.

Схема и режим сгущения сока. Сульфитированный очищен
ный сок (рис. 96) перед сгущением нагревают под давлением
многоходовых теплообменниках *15* до температуры кипения

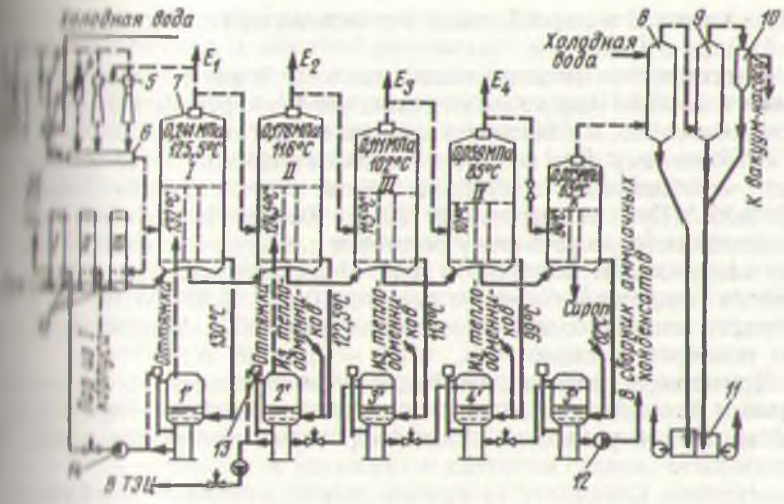


Рис. 96. Схема четырехкорпусной выпарной установки с концентратором

…°С) и направляют в I корпус *7* выпарной установки, где из …выпаривается часть воды. Из I корпуса сок последовательно …ит во II, III, IV корпуса и концентратор К, где он сгуща… до плотности сиропа 60...65 % СВ. Сироп смешивают с …кой сахара II и III кристаллизаций, сульфитируют, нагре… до 85...90 °С, фильтруют и подают на уваривание утфеля I …сталлизации.

…обогрева I корпуса и теплообменников сока последней …ны перед выпарной установкой используют отработавший …паровых турбин и редуцированный пар паровых котлов (тех…ический пар), смесь которых отбирают из парового коллек… *6*. Перегрев технологического пара ликвидируют, распыляя … в потоке перегретого пара с помощью редукционно-охлади…ного устройства (РОУ) *4*.

…отработавший пар из паросборника *6* поступает только в …ную камеру I корпуса, а следующие корпуса обогреваются …ичным паром предшествующих корпусов, который предва…льно освобождается в сепараторах от капель сока. В кон…тратор происходит самоиспарение воды за счет перепада …ления. Избыток вторичного пара из IV корпуса, по каким-…о причинам не израсходованный на другие технологические …ды, поступает в паровую камеру концентратора. Часть вто…ного пара из корпуса I можно вернуть с помощью пароструй-

ных насосов *5* в паросборник *6* и использовать в качестве
щего пара в I корпусе.

Многократное использование теплоты пара в выпарной
новке возможно лишь при условии, что температура кипения
а следовательно, и давление в корпусах будут понижаться от
го к последнему. Для создания разности давлений I корпус
вают отработавшим в турбине паром с избыточным
0,3...0,35 МПа и температурой 132 °С. Концентратор через
конденсационную установку соединен с вакуум-насосом. В
тате конденсации вторичного пара в вакуум-конденсационной
тановке создается остаточное давление 0,017...0,021 МПа, что
печивает кипение сока в последнем корпусе выпарной
при температуре около 90 °С, а в I — при 126 °С.

Примерное распределение давления греющего и
паров и рекомендуемый температурный режим в четырех
ной выпарной установке с концентратором приведено в

Таблица

Параметры пара и сока	Корпус выпарной установки				Конц
	I	II	III	IV	
Температура, °С:					
греющего пара	132	124,5	115	101	84
кипения сока	126	117	104,5	89	68,4
вторичного пара	125,5	116	102	85	65
конденсата	130	122,5	113	99	83
Полезная разность температур, С	6	7,5	10,5	12	—
Снижение температурной депрессии, С	0,5	1	2,5	4	3,4
Давление пара, МПа					
греющего	0,292	0,233	0,172	0,107	0,059
вторичного	0,241	0,178	0,111	0,059	0,026
Снижение температуры в паропроводах, °С	1	1	1	1	

Температуру и давление в корпусах выпарной установки под
держивают на определенном уровне в зависимости от соотношения размеров площади поверхности теплообмена этих корпусов
пароотбора на технологические нужды и вакуума, создаваемого в
вакуум-конденсационной установке.

Полезная разность температур в I и II корпусах принимают
не менее 6 °С, в последующих — 10...12 °С. Увеличение полезной
разности температур в последних корпусах вызвано необходимостью повышения коэффициента теплопередачи, что обусловлено увеличением вязкости сгущаемого сока. Чем больше в выпарном аппарате с многократной естественной циркуляцией температурный перепад между греющим паром и кипящим соком, тем выше скорость циркуляции сока и коэффициент теплопере-

[illegible] меньше размеры аппарата, а также длительность пребывания в нем сока и накипеобразование.

Например, на некоторых английских сахарных заводах температуру греющего пара в I корпусе повышают до 163 °С, а температуру кипения сока оставляют не выше 130 °С. В результате увеличения полезной разности температур в I корпусе до 33 °С в нем сокращаются площадь поверхности теплообмена и продолжительность пребывания сока в нем по сравнению с I корпусом выпарной установки, обогреваемым паром температурой 130 °С. Однако увеличение температуры греющего пара в I корпусе возможно только при совершенствовании конструкции выпарных аппаратов, исключающей пригорание сахара на поверхностях теплообмена.

При сгущении термически устойчивого сока и правильной эксплуатации температуру кипения в четырехкорпусной выпарной установке можно повысить на несколько градусов без увеличения потерь сахарозы и ухудшения качества сахара. Например, на Ливицком сахарном заводе выпарная установка длительное время работает при температуре кипения сока в I корпусе 132 °С, что не влияет на нарастание цветности сока и разложение сахарозы, так как сократилась продолжительность пребывания сока в выпарных аппаратах. А повышение температуры вторичных паров дало возможность перенести отбор пара с первых корпусов на последние.

Создание разрежения. Разрежение в последнем корпусе и конденсаторе и удаление неконденсирующихся газов из системы осуществляют с помощью двухступенчатой вакуум-конденсационной установки (см. рис. 96), которая состоит из предконденсатора *8*, основного конденсатора *9*, каплеловушки *10*, сборника барометрической воды *11* и вакуум-насоса. Полочный конденсатор смешения представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с горизонтальными полками. Снизу в него поступает вторичный пар, а сверху — холодная вода. Переливаясь с одной полки на полку, вода каскадами стекает вниз навстречу пару. При контакте с водой пар конденсируется, создавая в аппарате глубокое разрежение, так как 1 кг пара занимает объем, примерно в 1600 раз больший, чем 1 кг конденсата. Неконденсирующиеся газы освобождаются в каплеловушке от капель жидкости и непрерывно отсасываются вакуум-насосом.

Смесь конденсата и охлаждающей воды, называемая *барометрической водой*, по вертикальной трубе стекает в сборник *11*. В трубе поддерживается уровень воды на высоте, соответствующей величине вакуумметрического давления в конденсаторе (0,017...0,020 МПа). Лишняя барометрическая вода через открытый нижний конец трубы стекает в сборник. Труба для отвода барометрической воды выполняет в данном случае роль гидравлического затвора, и высота ее должна быть не менее 10,5 м,

чтобы предотвратить попадание воздуха в конденсатор и создать определенную скорость вытекания воды из него.

Вторичный пар из концентратора выпарной установки поступает сначала в предконденсатор *8*, где из-за недостатка холодной воды пар конденсируется не полностью и нагревает охлаждающую воду, пригодную для технологических нужд, до 50...60 °С. Несконденсированный пар из предконденсатора *8* переходит в основной конденсатор *9*, где конденсируется уже полностью, нагревая воду до 40...45 °С.

На многих свеклосахарных заводах используют только один ВКУ, куда кроме вторичного пара из концентратора выпарной установки выводят утфельный пар из вакуум-аппаратов утфеля I кристаллизации (к предконденсатору), а остаточный пар из предконденсатора и утфельный пар из вакуум-аппаратов утфеля последней (II) кристаллизации — к основному конденсатору. Суммарное разрежение, создаваемое в такой установке (остаточное давление 0,029...0,026 МПа), недостаточно для нормального проведения технологических процессов, так как оно выше необходимого остаточного давления 0,018 МПа. При поступлении на уваривание утфеля жидких сиропов нагрузка на ВКУ увеличивается, что приводит к понижению разрежения в вакуум-аппаратах и выпарной установке.

Низкое остаточное давление (0,029...0,026 МПа), создаваемое каскадными противоточными конденсаторами полочного типа в вакуумной системе завода, объясняется тем, что конденсация пара происходит на первых трех полках конденсатора, остальные полки создают лишь дополнительное гидравлическое сопротивление. Перевод ВКУ с конденсаторами полочного типа на охлаждение оборотной водой температурой на входе 30...35 °С еще больше снижает эффективность ее работы.

Поэтому в настоящее время в составе ВКУ сахарных заводов получили распространение комбинированные прямоточно-противоточные конденсаторы, обладающие высокой производительностью по конденсируемому пару и низким гидравлическим сопротивлением. Технические возможности этих конденсаторов дают возможность снизить остаточное давление в системе до 0,0105 МПа. Это позволит иметь на заводе вместо нескольких ВКУ один прямоточно-противоточный конденсатор и два вакуум-насоса ВВН-50.

Схема ВКУ с прямоточно-противоточным конденсатором приведена на рис. 97. Принцип ее действия состоит в следующем. Чистая холодная вода (речная, прудовая) в количестве, необходимом для технологических нужд завода, поступает из сборника *2* на насадку *4* прямоточного конденсатора *3* и, стекая по стенкам его верхней секции в виде пленки, омывается потоком пара, тангенциально подведенного сверху. Нагретая до температуры насыщения пара вода задерживается кольцевым

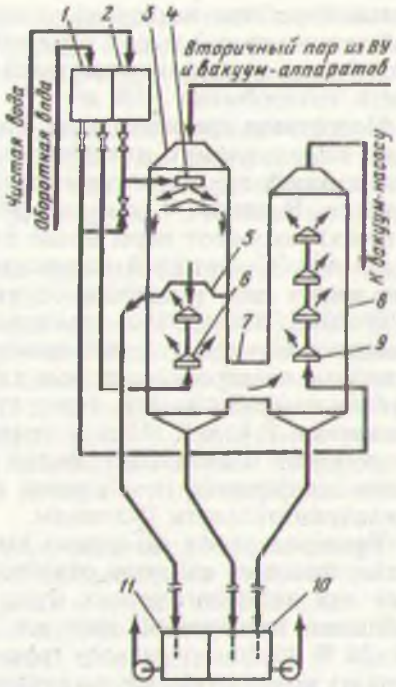


Рис. 97. Схема действия ВКУ с прямоточно-противоточным барометрическим конденсатором

ным *5* и выводится по трубе в сборник *11*. Конденсированный пар поступает в нижнюю тарельчатую секцию прямоточного конденсатора, где конденсируется оборотной водой, поданной из сборника *1* через форсунки *6*. Отработавшая вода стекает в сборник *10*, а неконденсирующиеся газы вместе с остатками пара переходят по перепускному патрубку *7* в охладитель *8*. Здесь конденсируются остатки пара и охлаждаются неконденсирующиеся газы противотоком оборотной воды, распыляемой через форсунки *9*. Неконденсирующиеся газы отсасываются из верхней части охладителя вакуум-насосом, а нагретая оборотная вода стекает в сборник *10*.

Оборотная вода после охлаждения в градирне или другом сооружении используется повторно в ВКУ, а чистая вода из сборника *11* расходуется на нужды диффузионных установок и другие нужды. При переводе диффузионных установок на сокращенную жомопрессовую воду и деаммонизированные конденсаты в верхнюю пленочную секцию прямоточного конденсатора *3* вместо чистой воды подают оборотную из сборника *1* при полностью открытой задвижке. В этом случае бо́льшая часть паров будет конденсироваться на верхней секции, а нижняя тарельчатая секция разгрузится, в результате чего снизится общее гидравлическое сопротивление в ВКУ.

Вместимость сборников *10* и *11* должна составлять 1,5...2 объема барометрических труб, а расстояние (по вертикали) от уровня воды в сборниках *10* и *11* до нижнего края цилиндрических корпусов конденсатора и охладителя должно быть не менее 10 м.

Для конденсации вторичных паров вместо пароконтактных конденсаторов можно использовать поверхностные (трубчатые теплообменники). Это позволит получить дополнительно конденсат, теряемый в барометрической воде. Для обеспечения нор-

мальной работы выпарной установки на заводе производ
ной мощностью 3 тыс. т переработки свеклы в сутки дост
установить один поверхностный конденсатор площадью по
ности теплообмена 1000 м^2.

Подготовка греющего пара. Источником первичного гре
пара, используемого для обогрева I корпуса выпарной уста
и некоторых других потребителей, является пар, отработавш
турбине. В котлах *1* (см. рис. 96) высокого давления (паро
раторах) получают перегретый пар давлением 4 МПа и темпе
турой 400 °С, который называют *острым*. Такой пар нельз
пользовать для технологических нужд. При комбинирован
получении тепловой и электрической энергии его сначала
правляют в турбину *2*, работающую с противодавлением и
ненную с электрогенератором для выработки электроэнергии
турбины отработавший перегретый пар выходит с избыточ
давлением 0,4...0,5 МПа и температурой 143...147 °С. Этот
редуцируют и охлаждают водой в охладительной установке
затем направляют в сборник греющего пара *6*, оснащенно
предохранительным клапаном.

Тепловая схема сахарного завода спроектирована так, что в
время пиковых нагрузок отработавшего пара из турбины не хв
тает для технологических нужд и его недостаток восполня
добавляя перегретый пар из паровых котлов в количе
15...20 % к общему расходу греющего пара. Давление перегре
пара из котла снижают до давления насыщенного пара (прим
но до 0,3 МПа), пропуская через редукционно-охладительную
установку (РОУ) *4*. Такой пар называют *редуцированным*. В РО
пар охлаждается водой до температуры 132...133 °С. Давление
температуру пара после РОУ и охладительной установки *4* регу
лируют до заданных параметров автоматически.

С целью повышения устойчивости работы ВУ и экономи
отработавшего пара в тепловой схеме завода может быть предус
мотрена установка пароструйных компрессоров *5* для сжат
вторичного пара I или II корпуса до давления греющего пара
Для этого острый пар используют в качестве рабочего в паро
струйных компрессорах. На выходе из пароструйных компрес
ров перед паровым коллектором пар увлажняют. Однако ком
прессию вторичного пара на сахарных заводах используют нечас
то, так как сахар может попасть в конденсат греющего пара
используемый для питания паровых котлов в ТЭЦ. Кроме того
пароструйные компрессоры в рабочем режиме создают сильный
шум, ухудшающий условия труда работающих.

Отвод конденсата. Конденсат пара, образующийся в выпар
ных аппаратах и других теплообменниках, необходимо своев
менно и полностью выводить в сборники.

В конденсационную схему (см. рис. 96) входят пять сборни
ков (гидравлических конденсатных колонок), которые пред

конденсата выполняют роль самоиспарителей конденсата. Первая и вторая колонки (*1'*, *2'*) служат накопителями конденсата соответственно отработавшего пара и вторичного пара I корпуса выпарной установки.

Конденсаты из паровой камеры промежуточного выпарного аппарата и теплообменников, обогреваемых вторичным паром предыдущего корпуса, поступают в один общий сборник под уровень жидкости, уровень которой регулируется с помощью буйкового датчика автоматически.

Конденсат из первого сборника насосом *14* пропускают через теплообменники *15* первой группы нагревания сока перед выпарной установкой, где он охлаждается со 130 до 103...105 °С, а затем через деаэратор (*деаэратор* — это устройство для удаления из жидкости растворенных в ней газов, которые усиливают коррозию металла) поступает в ТЭЦ для питания паровых котлов. На заводах, оборудованных деаэраторами повышенного давления, для охлаждения конденсата используют другие теплообменники, например теплообменники первой группы диффузионного аппарата.

Часть конденсата из второго сборника также через деаэратор направляется в ТЭЦ, а остальной конденсат из этого сборника регулятором уровня *13* перепускается в третий сборник, где конденсат вскипает, а выделившийся пар самоиспарения отводится в паровую камеру на ступень ниже. Сборники *3'*, *4'*, *5'* кроме того конденсата выполняют роль испарителей конденсата, поступающего из предыдущего сборника.

Из последнего (пятого) сборника общий конденсат, называемый аммиачным (аммиачная вода), насосом *12* перекачивают в сборник аммиачных конденсатов.

Отвод неконденсирующихся газов. Из паровых камер выпарных аппаратов, теплообменников, вакуум-аппаратов, конденсатных колонок непрерывно отводят неконденсирующиеся газы (диоксид углерода, аммиак, азот, кислород и др.), которые, находясь во взвешенном состоянии в смеси с паром, ухудшают теплообмен между паром и соком, а также вызывают коррозию кипятильных труб. Продукты взаимодействия аммиака с диоксидом углерода (соли аммония) могут закупорить газораспределительные трубки. Концентрация неконденсирующихся газов увеличивается в паровых камерах выпарных аппаратов сверху донизу, поэтому их выводят из паровых камер через перфорированные трубки (оттяжки) и направляют в ВКУ, откуда отбирают вакуум-насосом. При выводе газовых оттяжек в паровые камеры на ступень ниже по давлению потери пара, отводимого с газами, не теряется, но последовательное движение неконденсирующихся газов через паровые камеры выпарных аппаратов способствует накоплению аммиака в конденсате. Если аммиачные конденсаты используют для питания диффузионных установок, то неконденсирующиеся газы из кор-

пусов ВУ, работающих под давлением, следует отводить в ат-
сферу.

Способ вывода неконденсирующихся газов из выпарных ап-
паратов выбирают в зависимости от схемы подвода пара в па-
вую камеру. Если пар поступает в паровую камеру аппарата
двух противоположных сторон, то вокруг циркуляционной тру-
12 (см. рис. 95) выпарного аппарата рекомендуется установить
четыре вертикальные перфорированные трубки *13* для отво-
газов. В нижней части аппарата, где концентрация газов в па-
выше, отверстия в перфорированных трубках имеют боль-
диаметр, чем в верхней. Газы собираются в этих трубках и вы-
дятся сверху через оттяжку. Если греющий пар подают в аппа-
с одной стороны, то газы из паровой камеры отводят че-
оттяжку, соединенную с корпусом этой камеры снаружи в не-
скольких точках по высоте.

На газовых оттяжках устанавливают регулирующие вентили
в дополнение иногда диафрагму с отверстием диаметром 3...5 мм
для снижения потерь пара. При нормальной работе регулиру-
щие вентили газовых оттяжек должны быть приоткрыты на
столько, чтобы трубка, отводящая газы, была теплой на ощупь.
Тогда потери пара с газами будут минимальными.

**Расчет четырехкорпусной выпарной установки с концентра-
ром.** При расчете выпарной установки определяют массу воды,
выпаренной в каждом корпусе, и расход греющего пара. Это дает
возможность вычислить тепловую нагрузку и площадь поверх-
ности нагрева в каждом корпусе.

В упрощенном расчете сделано допущение, что в каждом
корпусе 1 кг греющего пара при конденсации выделяет тепло,
достаточную для получения 1 кг вторичного пара. Это предпо-
жение основано на том, что масса воды, недовыпаренной в
данном корпусе вследствие тепловых потерь аппарата в окру-
жающую среду, компенсируется массой воды, выпариваемой за
счет самоиспарения, обусловленного перегревом поступающего
раствора. Масса воды, выпаренной из сока, в выпарной установ-
ке составляет, например, 98,5 кг на 100 кг свеклы.

Расход вторичных паров, отбираемых на нагревание про-
жуточных продуктов (кг на 100 кг свеклы), принимается следую-
щим: из I корпуса $E_1 = 4$; из II корпуса $E_2 = 23{,}3$; из III корпуса
$E_3 = 11$; из IV корпуса $E_4 = 3{,}6$.

Масса воды (кг), выпариваемой по корпусам (W), определяет-
ся при условии, что $W_4 = E_4$, т. е. в концентраторе происходит
только самоиспарение вследствие разности температур сиропа в
IV корпусе и в концентраторе, а весь вторичный пар из IV
корпуса используется на нагревание промежуточных продуктов.

В концентраторе за счет самоиспарения выпаривается
$W_к = 0{,}5$ кг воды. Следовательно, в четырех корпусах выпарено

установки без концентратора будет выпариваться воды 98,5 — — = 98 кг.

Масса вторичных паров, выходящих из любого корпуса выпарной установки, характеризует его испарительную способность, т. е. количество выпариваемой в нем воды. Вследствие этого испарительная способность четырехкорпусной выпарной установки составит

$$W = W_1 + W_2 + W_3 + W_4; \tag{43}$$

$$W = Q_1(1 - CB_1/CB_2), \tag{44}$$

где W — масса воды, выпаренной в выпарной установке; Q_1 — масса очищенного сока, поступающего в выпарную установку; CB_1 и CB_2 — содержание сухих веществ соответственно в соке и сиропе.

Если обозначить массу вторичных паров, отбираемых из отдельных корпусов выпарной установки через $E_1 \ldots E_4$, а массу греющего пара, поступающего в I корпус, через D_0, то получим

$$D_0 = E_1 + E_2 + E_3 + E_4. \tag{45}$$

Масса воды, выпаренной в каждом корпусе (кг на 100 кг свеклы),

$$\begin{gathered} W_1 = E_1 + E_2 + E_3 + E_4; \\ W_2 = E_2 + E_3 + E_4; \\ W_3 = E_3 + E_4; \\ W_4 = E_4 \\ \hline W_1 + W_2 + W_3 + W_4 = E_1 + 2E_2 + 3E_3 + 4E_4 = W. \end{gathered} \tag{46}$$

Подставляя значения расхода вторичных паров, отбираемых на технологические нужды, в уравнения (46), получим (кг):

$$W_1 = 41{,}9;\ W_2 = 37{,}9;\ W_3 = 14{,}6;\ W_4 = 3{,}6.$$

Всего в четырех корпусах выпарной установки выпаривается воды (кг):

$$W = 41{,}9 + 37{,}9 + 14{,}6 + 3{,}6 = 96.$$

Так как 1 кг греющего пара выпаривает 1 кг вторичного пара, то расход греющего пара, подаваемого в I корпус, будет равен массе вторичного пара, полученного в этом корпусе, т. е.

$$D_0 = W_1 = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 = 4 + 23{,}3 + 11 + 3{,}6 = 41{,}9 \text{ кг}.$$

Следовательно, кратность испарения воды на 1 кг израсходованного греющего пара составит 98/41,9 = 2,4 кг.

Зная массу воды, выпаренной по корпусам, можно вычислить конечное процентное содержание сухих веществ сока после каждого корпуса по уравнению

$$CB_n = Q_1 CB_1/(Q_1 - \sum_0^n W_n), \qquad (47)$$

где Q_1 — масса очищенного сока, поступающего на выпаривание, кг; CB_1 — содержание сухих веществ в очищенном соке, %; $\sum_0^n W_n$ — масса воды, выпаренной в предыдущих корпусах, включая и рассчитываемый корпус, кг на 100 кг свеклы; n — порядковый номер корпуса.

Пример. При расчете продуктов получили Q_1 = 125,5 %; CB_1 = 13,3 %. Масса выпаренной в корпусах воды, как указано выше, составляет (% к массе свеклы): W_1 = 41,9; W_2 = 37,9; W_3 = 14,6; W_4 = 3,6; $W_к$ = 0,5. Определить концентрацию сока (%) после каждого корпуса выпарной установки.

Для решения задачи воспользуемся уравнением (47).

$$CB_1 = 125{,}5 \cdot 13{,}3/(125{,}5 - 41{,}9) = 20\ \%;$$

$$CB_2 = 125{,}5 \cdot 13{,}3/[125{,}5 - (41{,}9 + 37{,}9)] = 36{,}5\ \%;$$

$$CB_3 = 125{,}5 \cdot 13{,}3/[125{,}5 - (41{,}9 + 37{,}9 + 14{,}6)] = 53{,}7\ \%;$$

$$CB_4 = 125{,}5 \cdot 13{,}3/[125{,}5 - (41{,}9 + 37{,}9 + 14{,}6 + 3{,}6)] = 60{,}7\ \%;$$

$$CB_к = 125{,}5 \cdot 13{,}3/[125{,}5 - (41{,}9 + 37{,}9 + 14{,}6 + 0{,}5)] = 61{,}8\ \%$$

Для четырехкорпусной выпарной установки с концентратором принята следующая удельная площадь поверхности нагрева (м² на 100 т свеклы в сутки) по корпусам: I — 85, II — 95, III — 30, IV — 25, концентратор — 20.

Массовое напряжение площади поверхности нагрева [кг/(м² · ч)] по корпусам: I — 25...30, II — 14...18, III — 10...12, IV — 8...10.

На заводе производственной мощностью 3 тыс. т переработки свеклы в сутки расчетная площадь поверхности нагрева по корпусам составляет: I — 2250, II — 2850, III — 1800, IV — 750, К — 600 м² (всего 8550 м²). На практике общую площадь поверхности теплообмена ВУ повышают до 9700 м² (I — 3000, II — 3000, III — 2100, IV — 800, K — 800 м²).

Кроме I корпуса отработавший пар (примерно 5 кг на 100 кг свеклы) используется для нагревания сока перед выпарной установкой в 3-ей группе теплообменников, для сушки сахара-песка, а на некоторых заводах — для нагревания сиропа с клеровкой перед вакуум-аппаратами утфеля I кристаллизации. Общий расход отработавшего пара по заводу на 100 кг свеклы в среднем составляет 41,9 + 5 = 46,9 кг.

ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ ПЯТИКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

На вновь строящихся свеклосахарных заводах планируется [illegible] тепловой схемы с пятикорпусной выпарной установкой без концентратора и с повышенным температурным режимом. Повышение температуры кипения сока в I корпусе до [illegible] °С дает возможность снизить расход теплоты до 0,94 ГДж на 1 т переработываемой свеклы.

Схема и режим сгущения сока. На рис. 98 представлена тепловая схема с пятикорпусной выпарной установкой, предназначенная для заводов, оснащенных наклонными диффузионными установками, обеспечивающими отбор диффузионного сока температурой 35...40 °С.

Рекомендуемый температурный режим в пятикорпусной выпарной установке без концентратора, скомпонованной из аппаратов с многократной естественной циркуляцией сока, приведен в табл. 18.

Таблица 18

Показатель	Корпус выпарной установки				
	I	II	III	IV	V
Температура, °С					
греющего пара	136	127,5	119	110	99
кипения сока	129	121	112	102	90,5
вторичного пара	128,5	120	111	100	86,5
конденсата	134	125,5	117	108	96
Полезная разность температур, °С	7	6,5	7	8	8,5
Гидравлическое температурная депрессия, °С	0,5	1	1	2	4
Давление пара, МПа					
отработавшего	0,312	0,251	0,192	0,143	0,098
вторичного	0,258	0,198	0,148	0,101	0,061
Падение температуры в паропроводах, °С	1	1	1	1	1

Распределение вторичных паров по потребителям. При наличии на сахарном заводе наклонных шнековых диффузионных установок и пятикорпусной выпарной установки, а также использовании технологической схемы получения диффузионного сока, включая прогрессивную преддефекацию, комбинированную холодно-горячую основную дефекацию, рекомендуются следующий порядок распределения вторичных паров и пределы нагревания продуктов (табл. 19).

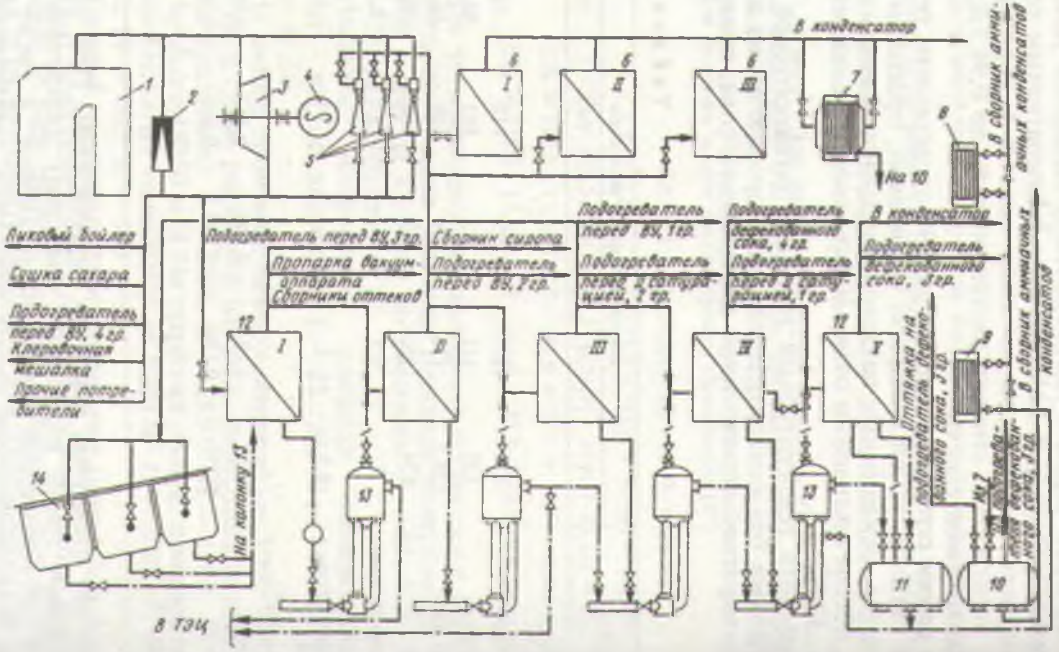


Рис. 98. Принципиальная тепловая схема сахарного завода с пятикорпусной выпарной установкой:

1 — турбогенератор; 2 — редукционная установка; 3 — паровая турбина; 4 — электрогенератор; 5 — турбинные конденсаторы; 6 — выпарные аппараты; 7, 8 — теплообменники-конденсаторы; 9 — подогреватель сока; 10 — сборник конденсата; 11 — сборник конденсата; 12 — вакуум-аппараты; 13 — мешалки; 14 — сборники оттеков

Таблица 19

Потребители теплоты	Пределы нагревания продукта, °С		Источник теплоты (корпус ВУ)
	от	до	
[illegible] камеры наклонного [illegible] диффузионного [illegible]	45	72	III
[illegible]обменник перед преддефекаторами	30	47	Утфельный пар
[illegible] теплообменников холодного дефекованного сока			
I	47	64	Конденсат
II	65	75	V
III	75	90	IV
[illegible]обменники сока I сатурации перед фильтрованием	82	87	IV
[illegible] теплообменников [illegible] перед II сатурацией			
I	82	87	IV
II	87	92...97	III
[illegible] теплообменников [illegible] перед ВУ			
I	88	100	III
II	100	110	II
III	110	120	I
IV	120	129	Отработавший пар
[illegible] сиропа перед вакуум-аппаратами	75	85	II
[illegible] аппараты утфеля I, II, III кристаллизаций	—	—	II
[illegible] оттеков	55	85	Отработавший пар или пар из I корпуса
[illegible] аппарат	—	—	То же
[illegible] установка	—	—	»

Примечание. При наличии на заводе четырехкорпусной выпарной установки отбор вторичного пара потребителям проводят на одну ступень выше по сравнению с пятикорпусной выпарной установкой, т. е. вместо III корпуса пар отбирают из II корпуса и т. д.

При эксплуатации вакуум-аппаратов с принудительной циркуляцией их обогревают паром, поступающим из III корпуса выпарной установки.

Для обогрева I корпуса выпарной установки, теплообменников последней группы сока перед ВУ, для сушки сахара, нагревания оттеков и клеровки используют греющий пар из парового коллектора. В качестве теплоносителя для других технологических потребителей используют конденсат и утфельный пар.

Для обеспечения чисто конденсатного режима питания паровых котлов в ТЭЦ забирают конденсат отработавшего греющего пара и часть конденсата вторичных паров из I и II корпусов

выпарной установки. Общее количество этих конденсатов [illegible] ставляет не менее 120 % производительности котлов. Темпера[illegible]ру конденсата, поступающего в деаэратор атмосферного [illegible] принимают 104...107 °С.

Конденсаты вторичных паров III и IV корпусов и избы[illegible] конденсатов I и II корпусов направляют последовательно [illegible] конденсатным сборникам в сборник конденсата последнего [illegible] пуса, из которого их откачивают через теплообменники для [illegible] лодного дефекованного сока в общий сборник конденсата [illegible] используют для питания диффузионных установок, промывки [illegible] фильтрационного осадка и других технологических нужд.

СГУЩЕНИЕ СОКА В КОМБИНИРОВАННОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКЕ С ПЛЕНОЧНО-ПРЯМОТОЧНЫМИ АППАРАТАМИ

Выпарные аппараты с многократной естественной цирку[illegible]цией, эксплуатируемые в настоящее время на свеклосахар[illegible] заводах, имеют существенные недостатки. В них длитель[illegible] время при высокой температуре находится большое количе[illegible] выпариваемого сока. Из-за нарушения режима циркуляции [illegible] колебания уровня сока в кипятильных трубах пригорает сахар [illegible] поверхностях теплообмена, нарастает цветность и повышае[illegible] разложение сахарозы. Поэтому в промышленности начина[illegible] внедрять однопроходные выпарные аппараты пленочно-прям[illegible]точного типа (ВАПП). Из-за кратковременного пребывания [illegible] них продукта даже при сгущении термолабильных соков раз[illegible] жение сахарозы и нарастание цветности практически незна[illegible] тельные.

Принцип работы ВАПП. На рис. 99 приведена схема пле[illegible]ночно-прямоточного выпарного аппарата, который представляет собой емкость *2*, включающую двухходовую по движению [illegible] париваемого сока поверхность теплообмена. Последняя со[illegible] из центрального *3* и периферийного *4* пучков труб, завальц[illegible] ванных в трубные решетки. Периферийный пучок *4* труб сна[illegible] жен устройством из сит для создания пленки выпариваемого раствора.

К емкости *2* примыкает камера *1*, по которой сок подводится снизу вверх. На верхней трубной решетке над центральным пуч[illegible]ком *3* труб установлена цилиндрическая надставка *9* с кольцевой щелью в нижней части, а над периферийным пучком *4* труб [illegible] размещен усеченный конус *8* с цилиндрической обечайкой *7*, которые со стенкой верхней емкости *2* образуют камеру [illegible] отделения взвешенных примесей из выпариваемого сока. Приме[illegible]си удаляются через патрубок *5*.

Над верхней трубной решеткой вокруг периферийного пучка

труб смонтировано кольцо *6*, при которого установлены над другом с зазором сита

На цилиндрической надставке крепится сепарирующее устройство *10* в виде отбойного ко- с прикрепленными к нему загнутыми по спирали лопатка-

Вторичный пар отводится коллектор *12* с заслонками Неконденсирующиеся газы через патрубки *15*.

Сварный раствор выпарива- следующим образом. Рас- непрерывно поступает в ка- *1* и движется вверх по тру- *4*, нагреваясь и закипая. ующаяся при нагревании жидкостная смесь поступает цилиндрическую надставку *9* и ется на два потока: часть через кольцевую щель пере- на сита *14*, создает пленку и питает трубы периферийного пучка *4*, а часть сока через сепарирующее устройство *10*, где пар отделяется сока.

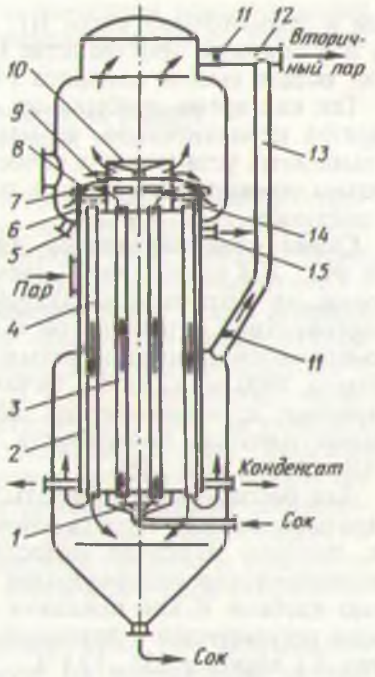


Рис. 99. Схема пленочно-прямоточного выпарного аппарата

На поверхности усеченного конуса *8* сок стекает к наружным стенкам емкости *2* и, переливаясь через кольцо *6* под цилиндрической обечайкой *7*, поступает на сита *14*. Выпариваемый раствор в виде пленки опускается по внутренней поверхности периферийного пучка *4* труб, собирается в нижней конической части емкости *2* и отводится в следующую ступень выпарной установки.

Вторичный пар, образовавшийся в трубах центрального пучка отводится из верхней части емкости *2* через патрубок *12*, а пар, образовавшийся в трубах периферийного пучка *4*, — из верхней части емкости *2* через коллектор *13*.

Для повышения устойчивости работы выпарных аппаратов в условиях неравномерного отбора вторичных паров верхняя и нижняя части емкости *2* соединены коллектором *13*. В патрубке *12* и коллекторе *13* установлены регулирующие заслонки *11*.

Пленочно-прямоточные аппараты имеют номинальную площадь поверхности теплообмена ($м^2$): 1250, 1500, 1800, 2120 и 2500, соотношение площадей поверхности теплообмена пленоч-

ной и прямоточной части 1:1, рабочее давление в паровой камере и в соковом пространстве 0,3 МПа, длина кипятильных труб 7 м, общая высота аппарата 14,2 м.

Так как время пребывания сока в пленочно-прямоточных аппаратах незначительно, их наиболее рационально устанавливать в выпарных установках в качестве головных корпусов, что значительно снижает термическое разложение сахарозы (в 1,5...2 раза) и цветность (в 3...4 раза).

Схема комбинированной пятикорпусной выпарной установки. На рис. 100 представлена схема пятикорпусной выпарной установки на Яготинском сахарном заводе, в которой I корпус с многократной естественной циркуляцией заменен двумя пленочно-прямоточными аппаратами *1* с площадью поверхности теплообмена 1800 м^2 каждый. Остальные корпуса *2* представлены аппаратами с многократной естественной циркуляцией сока и имеют площадь поверхности теплообмена (м^2): 3000 (II), 2100 (III), 2100 (IV) и 1180 (V).

Для бесперебойной работы сок в пленочно-прямоточные аппараты должен поступать равномерно и в достаточном количестве, поэтому в случае недостатка сока в схеме предусмотрена автоматическая рециркуляция сока со стока на приток с помощью насосов *4*, как показано на рис. 100. Уровень сока в аппаратах регулируется с помощью клапанов *3*. Температура кипения сока в I корпусе 131...133 °С.

На Перегоновском сахарном заводе к четырехкорпусной выпарной установке дополнительно подключили один пленочно-прямоточный выпарной аппарат площадью поверхности теплообмена 1800 м^2, превратив таким образом выпарную установку в пятикорпусную. Это дало возможность при повышенном отборе

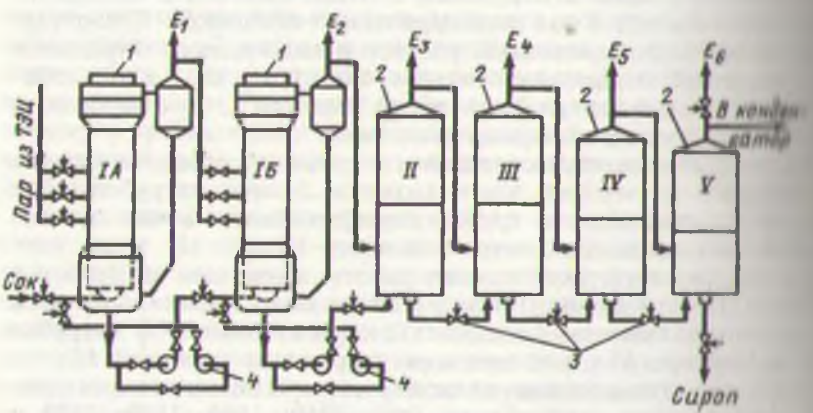


Рис. 100. Схема комбинированной пятикорпусной выпарной установки

фузионного сока получать сироп с расчетной концентрацией ... веществ и сократить расход греющего пара на сгущение ...

ВЛИЯНИЕ НЕКОТОРЫХ ФАКТОРОВ НА РАБОТУ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

На работу выпарной установки и потребление греющего (отра-...ного) пара основное влияние оказывают сахаристость свек-...ной стружки и отбор диффузионного сока, концентрация ... веществ в сиропе и его чистота, а также другие факторы.

Влияние сахаристости свеклы и концентрации сухих веществ ... При увеличении содержания сахарозы в свекловичной ... и неизменной величине отбора диффузионного сока в ... повышения содержания СВ в соке количество выпа-...ной воды снижается, а расход вторичного пара на уварива-... утфелей растет, так как сиропа становится больше. Повыша-... расход греющего пара на выпарную установку (увеличение ... градус международной поляриметрической шкалы составля-... примерно 0,63 кг пара на 100 кг свеклы). При снижении ...ристости стружки происходит обратный процесс и возникает ...ходимость в перераспределении вторичного пара потребите-...

...увеличением отбора диффузионного сока при сохранении ...центрации сухих веществ в сиропе на постоянном уровне ...ребление греющего пара выпарной установкой, а следователь-... и количество образующихся вторичного пара и конденсатов ... увеличиваться. При постоянных значениях сахаристости ...ружки и отборе диффузионного сока снижение концентрации ... веществ в сиропе приводит к увеличению расхода вторич-...го пара на уваривание утфелей, так как вместо многоступен-...го выпаривания часть воды выпаривается в вакуум-аппаратах ... одной ступени. Значительно увеличивается и потребление ...ичного пара в продуктовом отделении (рис. 101).

Расход греющего пара в выпарной установке можно снизить, ...шив условия ее работы, а также используя желтый сахар для ...вышения концентрации сиропа или уваривая утфели на крис-...лической основе без заводки кристаллов. В этом случае очи-...ный сок не поступает в продуктовое отделение (на приготов-...ние клеровки) и весь подвергается многоступенчатому сгуще-...ю в выпарной установке.

При неизменных значениях сахаристости стружки и произво-...тельности завода снижение чистоты диффузионного сока при-...т к повышенной нагрузке на II и III ступенях кристаллиза-..., что обусловлено увеличением содержания несахаров. По ...й причине в продуктовом отделении будет больше перекрис-...овываться сахара, повысится масса аффинационного утфе-

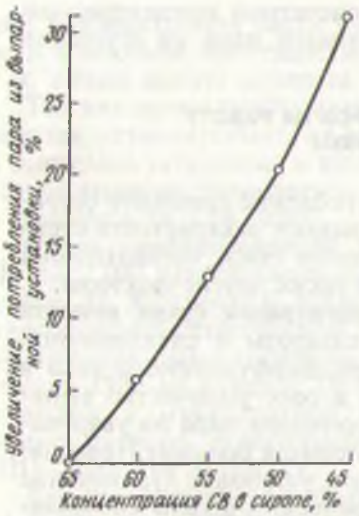


Рис. 101. Зависимость количества потребляемого пара из ВУ на уваривание в вакуум-аппаратах сиропа с различным содержанием *СВ*

ля и клеровки. При снижении чистоты сиропа на 1 % расход греющего пара в выпарной установке увеличивается на 1...1,1 % на 100 кг переработанной свеклы.

Регулирование режима работы выпарной установки. Заданный режим работы выпарной установки регулируют, изменяя давление отработавшего (греющего) пара либо увеличивая количество вторичного пара, выводимого в вакуум-конденсационную установку. За основу принимают параметры вторичного пара II корпуса выпарной установки, которым обогревают наиболее важные объекты на заводе — вакуум-аппараты. При недостаточной концентрации сухих веществ в сиропе разрежение в ВКУ и поступление пара в нее увеличивают, и если при этом снижается температура вторичного пара II корпуса, то повышают параметры отработавшего пара. Хотя это иногда и приводит к его перерасходу, но появляется возможность получать более концентрированный сироп.

При перебоях в поступлении сока на ВУ в сборник очищенного сока подают конденсат или химически очищенную воду. Как только сок перестанет поступать и при отсутствии в достаточном количестве конденсата и химически очищенной воды подачу отработавшего пара в I корпус прекращают.

При образовании пены в соке в выпарные аппараты вводят пеногаситель, например растительное масло. Животные жиры вводить не рекомендуется, так как это способствует загрязнению поверхности теплообмена. В процессе отложения накипи на поверхности теплообмена, чтобы сохранить оптимальную полезную разность температур в корпусах ВУ, снижают давление вторичного пара в аппаратах, а следовательно, и температуру кипения сока, а затем повышают давление отработавшего пара, подаваемого в I корпус ВУ, так как температура вторичных паров должна быть достаточной для обеспечения нормальной работы потребителей пара (уваривание утфеля, нагревание сиропа и др.). Когда слой накипи достигнет такой толщины, что дальнейшее повышение давления отработавшего пара в I корпусе невозможно из-за повышения противодавления на турбине сверх допустимого или

повышения температуры кипения сока в I корпусе, выпарную установку останавливают и поверхность теплообмена подвергают химической очистке от накипи.

ХИМИЧЕСКИЕ ИЗМЕНЕНИЯ, ПРОИСХОДЯЩИЕ В СОКЕ ПРИ ВЫПАРИВАНИИ

Средняя продолжительность сгущения сока в выпарной установке, оснащенной аппаратами с естественной многократной циркуляцией, составляет 45...60 мин, а при снижении производительности завода, завышенной площади поверхности нагрева отдельных аппаратов, недостаточном пароотборе, которые вызывают отклонения от нормального режима работы выпарной установки, средняя продолжительность пребывания сока в ней возрастает до 120 мин. В результате ухудшаются технологические свойства сиропа: снижаются pH и термоустойчивость, увеличиваются цветность и потери сахарозы, образуются кристаллоидные осадки. Эти процессы наиболее интенсивно протекают в щелочном соке, т. е. в соке, не устойчивом к температурному воздействию.

Изменение pH. При сгущении сока в выпарной установке при соблюдении технологического режима разлагается 0,06...0,1 % сахарозы к массе свеклы. При нарушении режима неучтенные потери сахарозы могут достигать 0,15 % и более к массе свеклы. Образующиеся при инверсии редуцирующие сахара под действием высокой температуры разлагаются до органических кислот, а вместе с тем самым pH выпариваемого сока. Снижение pH может быть обусловлено также незавершенностью химических реакций в основной дефекации, связанной с небольшой продолжительностью и низкой температурой процесса, а также переработкой свеклы с высоким содержанием азотсодержащих веществ.

Если диффузионный сок содержит значительное количество соединений амидо-аммиачной группы, то бóльшая часть аммиака, образующегося при известково-углекислотной очистке, неразложившиеся амиды кислот поступают с соком в выпарную установку и аммиак удаляется при выпаривании. В результате удаления аммиака pH и щелочность сока резко снижаются, что приводит к повышенным потерям сахарозы от разложения.

На снижение pH сока при сгущении существенное влияние оказывает его буферная емкость, которая зависит от состава несахаров свеклы и остаточной щелочности сока II сатурации.

Для поддержания в выпарной установке оптимального значения pH в сок перед сгущением вводят тринатрийфосфат, кальцинированную соду, сульфит или гидросульфит натрия (калия).

Увеличение pH сока при выпаривании бывает редко, только если сок обладает высокой натуральной щелочностью. Если его

пересатурировать на II сатурации, то щелочные карбонаты пе[ре]ходят в гидрокарбонаты:

$$Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O = 2NaHCO_3.$$

Когда такой сок сгущают, гидрокарбонаты вновь перем[ен]щелочные карбонаты и увеличивают pH.

Если при сгущении сока происходит повышение pH, то [не]ходимо уточнить его оптимальную величину на II сатурации [по] минимуму солей кальция и не допускать пересатурирова[ния] сока.

Нарастание цветности. В результате разложения редуцир[ую]щих веществ, их взаимодействия с аминосоединениями и [ка]мелизации сахарозы цветность сгущаемого сока может [уве]личиться на 120...150 %. Интенсивность образования красящих [ве]ществ зависит от pH сока, температуры, концентрации несах[ара] (аминосоединения, РВ), продолжительности процесса, нали[чия] ионов железа в соке и др. Например, наибольший выход кр[ася]щих веществ на единицу разложившихся моносахаридов про[ис]ходит при pH около 8. Увеличение концентрации аминосоедин[е]ний и редуцирующих веществ в соке в n раз приводит к повыш[е]нию цветности в n^2 раз, так как меланоидиновая реакция, обусловливающая преимущественное нарастание цветности, [—] реакция второго порядка. Ионы железа ускоряют реакции обр[а]зования красящих веществ в 2...3 раза.

Один из наиболее эффективных способов торможения р[еа]кций образования красящих веществ в выпарной установке [—] полное разложение редуцирующих сахаров в процессе очистки сока, минимальное разложение сахарозы в ВУ, обусловленное хорошей циркуляцией сока в кипятильных трубах и небольшой продолжительностью его сгущения до сиропа, добавлением в сок перед ВУ ингибиторов цветности (сульфиты и гидросульфиты щелочных металлов, обработка диоксидом серы).

Немаловажное значение имеют также поддержание оптимального уровня сока в кипятильных трубах и равномерное распределение греющего пара в объеме паровых камер выпарных аппаратов, что предохраняет поверхности теплообмена от пригорания сахара, особенно в тех местах, куда подводится пар.

Образование осадков. При сгущении сока выпаривания [—] кристаллоиды, поступившие с соком, а также образующиеся в результате реакций разложения некоторых органических кислот (не завершенных на основной дефекации и сатурации) и взаимодействия продуктов их распада с карбонатами, переходят в пересыщенное состояние и выпадают в осадок.

Нерастворимый осадок карбоната кальция образуется также при сгущении пересатурированного сока II сатурации в результате реакции

$$Ca(HCO_3)_2 \rightarrow CaCO_3 + CO_2 + H_2O.$$

В выпарной установке продолжаются реакции обмена между растворимыми солями кальция и карбонатами калия или натрия с образованием нерастворимого карбоната кальция ($CaA_2 + K_2CO_3 = CaCO_3 + 2KA$).

Часть образующихся осадков (до 20 %) остается в сиропе в виде взвеси, а остальные отлагаются на поверхности теплообмена в виде накипи. Наличие в I корпусе накипи свидетельствует о нарушении технологического режима на II сатурации. По корпусам выпарной установки накипь распределяется следующим образом (% к ее общей массе): I — 15, II — 25...30, III — 40...50, IV — 10. Верхняя часть кипятильных труб выпарных аппаратов покрывается накипью быстрее, чем нижняя.

В состав накипи входит до 60 % кальциевых солей органических кислот (в основном оксалаты). Имеются кальциевые соли кремниевой кислоты, карбонаты кальция и магния, небольшое количество фосфатов, сульфатов и др. Наиболее плотный слой накипи образуют кальциевые соли кремниевой кислоты. Эти соли почти не растворяются в разбавленной соляной кислоте.

По мере увеличения слоя накипи на поверхности нагрева производительность выпарной установки снижается, что приводит к получению жидкого сиропа (СВ 45...50 %). Когда слой накипи в I корпусе достигнет толщины 0,1...0,5 мм, а в последнем 2...3 мм, накипь удаляют с помощью химических реагентов (проводят «выварку» выпарной установки содой и кислотой).

Удаление накипи. Перед удалением накипи сгущение сока в выпарной установке прекращают, сливают сахарсодержащий раствор, промывают аппараты водой, закрывают вентили между корпусами. Затем аппараты заполняют растворами кальцинированной соды до уровня на 50...100 мм выше верхних трубных решеток.

Для каждого корпуса готовят свой раствор:

Корпус	I	II	III	IV	V(K)
Концентрация реактивов, %					
кальцинированной соды	2	2,5	3	3,5	4
соляной кислоты	0,8	1	1,5	1,8	2

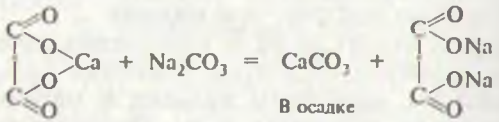
В I корпус подают греющий пар и кипятят растворы соды при максимальной температуре (отбор пара из последнего корпуса в это время снижают до минимума) в течение не менее 12 ч. При этом часть соды расходуется на химические реакции, а вода испаряется, поэтому уровень кипящей жидкости поддерживают, подкачивая воду, в которую добавляют соду до требуемой концентрации. Когда при отборе проб выяснится, что концентрация соды не

снижается, содержимое аппаратов кипятят еще в течение
затем закрывают вентили подачи греющего пара, сливают
твор соды в коллектор вод III категории, аппараты промы
горячей водой и проверяют качество очистки поверхности
обмена от накипи.

В результате реакции с кальцинированной содой трудно
воримый в разбавленном растворе соляной кислоты сул
кальция и другие его соли переходят в легкорастворимые
(карбонат кальция и др.).

$$CaSO_4 + Na_2CO_3 = CaCO_3 + Na_2SO_4;$$

В осадке В осадке



В осадке В осадке

После промывания водой корпуса заполняют растворами
гибированной соляной кислоты соответствующей концентра
и кипятят при максимальном разрежении в последнем корпусе
течение 3 ч. Карбонат кальция, образовавшийся при обработ
содой и не удаленный с поверхности теплообмена при «выва
ке», растворяется в соляной кислоте, образуя хлорид кальция

$$CaCO_3 + 2HCl = CaCl_2 + CO_2 + H_2O.$$

В процессе кипячения следят за концентрацией соляной ки
лоты в аппаратах, добавляя ее при необходимости. Отработа
ший раствор сливают в воды III категории и промывают аппара
ты водой до нейтральной реакции. После этого их заполняю
водой до уровня выше верхних трубных решеток и кипятят
менее 1 ч. Затем воду снова сливают, корпуса охлаждают и пос
осмотра и проверки на герметичность аппараты заполняю
соком.

При повышенном слое накипи на поверхности теплообмена
большом содержании в ней оксалата кальция раствор соды
аппаратах кипятят повторно.

Если в накипи много силикатов, то ее следует удалять раство
ром гидроксида калия, а накипь с примесью сгоревшего сах
ра — разрыхлять, вымывать щелочным раствором перманган
калия.

При «выварке» выпарной установки иногда используют инги
биторы коррозии металлов БА-6, БА-12, МБ-5, которые, одна

ны и при температуре выше 100 °С разлагаются, увеличи-
рость растворения металлов. Вместо них можно использо-
диметилсульфоксид или спиртовую мелассную барду, сгу-
до 65...73 % сухих веществ (1,4 % к массе рабочего
соляной кислоты).

фективное средство борьбы с образованием накипи в теп-
ной аппаратуре — использование ультразвука. Его дейст-
ет к непрерывному нарушению процесса кристаллиза-
, особенно в местах осаждения кристаллов на поверх-
нагрева. Под воздействием ультразвука образование
либо прекращается в результате нарушения условий
ации, либо накипь разрыхляется и отслаивается.

ективным способом может быть внесение поверхност-
ных веществ в сок перед выпариванием. Известно также
ительное воздействие магнитного поля на сок перед его
ием.

уменьшения интенсивности образования накипи на по-
ях теплообмена выпарных аппаратов необходимо:
тельно соблюдать технологические режимы на I и II сату-
;

ржать высокое значение pH сока на I сатурации
11,6), если на дефекацию поступает известковое молоко с
ным содержанием магния;

ерживать оптимальный pH сока II сатурации и достаточ-
ительность процесса с последующим дозреванием сока
ращения пересыщения карбонатов;

ять в сок перед выпарной установкой ингибиторы на-
например композиционную добавку, состоящую из гид-
ванного полиакриламида, тринатрийфосфата, Na-карбок-
илцеллюлозы и трилона Б. Примерное соотношение этих
тов в пересчете на сухое вещество (%): полиакрилами-
, тринатрийфосфата 50, Na-карбоксиметилцеллюлозы 13,
на Б 12.

и непрерывном добавлении ингибитора в сок перед выпар-
установкой толщина слоя накипи, образующейся к концу
водственного сезона, уменьшается по сравнению с работой
ной установки без ингибитора: в I корпусе в 10...12, во II
— в 4...6 раз.

ход 3%-го раствора этого ингибитора составляет 10...20 г
сока, а в пересчете на сухое вещество — примерно 0,002 %
ссы свеклы.

которые заводы за счет сокращения длительности произ-
, повышения эффективности очистки диффузионного
, а также стабилизации pH продуктов и добавления в сок
выпарной установкой грубодисперсных веществ «выварку»
ной установки в сезон переработки свеклы не проводят.

ФИЛЬТРОВАНИЕ СИРОПА И ОСВЕТЛЕНИЕ ЕГО В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ

Из выпарной установки в результате образования осадков (содержание солей кальция 0,15...0,3 % к массе СВ) сироп выходит мутным, цветностью 15...25 усл. ед. и чистотой 89...92 %. Перед сульфитацией его смешивают с клеровкой сахара II и III кристаллизаций и сульфитируют до pH 8,0...8,5. При этом сироп с клеровкой насыщается сульфитами, что тормозит образование красящих веществ в процессе его дальнейшей переработки. После нагревания до 85...88 °С сироп с клеровкой фильтруют, добавляя вспомогательные фильтрующие материалы.

Основная задача фильтрования сиропа с клеровкой — удаление осадка солей кальция и других взвесей. Но из продукта с содержанием СВ 65 % и более удалить осадок трудно. Поэтому в схему ВУ целесообразно включать межкорпусное фильтрование между III и IV корпусами в четырехкорпусной ВУ. Это обусловлено следующим. Если принять массу кальциевых солей, выпадающих в осадок, пропорциональной массе выпаренной воды, то при сгущении 100 кг очищенного сока в первых трех корпусах ВУ от 13,3 до 53,7 % СВ будет выпарено 75,23 кг воды, а при дальнейшем сгущении от 53,7 до 61,8 % СВ выпарится еще 3,25 кг воды, или 4,3 % от количества воды, выпаренного на первом этапе. Следовательно, столько же солей кальция выпадет вится на втором этапе. Но вязкость жидкого сиропа после III корпуса примерно в 3 раза меньше, чем вязкость сиропа после ВУ, поэтому и удаление основной массы осадка из него будет более полным, чем из густого сиропа после сульфитации.

Нормируемой концентрацией сиропа, выходящего из выпарной установки, считается 65 % СВ. Более низкая концентрация сиропа вызывает повышенный расход теплоты по заводу, снижение качества сахара и уменьшение производительности продуктового отделения.

В выпарной установке от pH сока зависит величина коррозии кипятильных труб. Если на выпаривание поступает сок с pH_{20} 8,5 и выше, то коррозия труб незначительна (глубина коррозионных раковин не превышает 0,16 мм). При подаче на выпаривание сока с pH_{20} 8,2...8,5 глубина язвенной коррозии может достигать 1 мм. Следовательно, очищенный сок, особенно термолабильный, не следует подвергать глубокой сульфитации. Лучше в сок перед выпарной установкой добавлять сульфит натрия (0,02...0,03 % к массе свеклы), что будет способствовать стабилизации pH и термоустойчивости сока, а также снижению интенсивности коррозии металла.

Фильтрование сиропа на дисковых фильтрах. На ряде сахарных заводов сироп с клеровкой фильтруют на дисковых фильтрах ФД-150 (площадь фильтрующей поверхности 146 м²) при

ном давлении 0,15...0,2 МПа. Частота вращения трубова-
ра 0,55 мин$^{-1}$. Для улучшения условий фильтрования,
мутных низкокачественных сиропов, используют вспо-
ельные фильтрующие материалы (кизельгур, фильтроперл-
При фильтровании сиропов с СВ < 60 % фильтрующие
ы намывают на поверхность фильтровальной ткани, а
сиропы фильтруют с фильтрующим порошком, непрерыв-
обавляя его в сироп. Расход кизельгура Кировоградского
ождения составляет 0,8...1 кг/м^2, фильтроперлита —
0,4 кг/м^2 при толщине слоя 0,85...1 мм.

Принцип действия ФД-150 аналогичен принципу действия
-80 (см. рис. 93). Конструктивно он отличается от ФД-80
ом дисков (у ФД-150 — 62,5 мм, а у ФД-80 — 125 мм), отсут-
ием соплового аппарата и шнека для вывода фильтрационно-
осадка.

Фильтры ФД-150 не автоматизированы, для их эксплуатации
ются значительные затраты ручного труда и расход фильт-
альной ткани. На качество фильтрования отрицательно ска-
ываются вибрация аппарата, гидравлические толчки, кратковре-
ные остановки, колебания давления на линии подачи сиропа
аппарат и др.

Более перспективны для фильтрования сиропа с клеровкой
ульфитированные патронные фильтры Р3-ПФП.

Фильтрование сиропа на патронных фильтрах. Фильтр Р3-ПФП
(см. 102) состоит из вертикального цилиндрического корпуса с
ферическим днищем и крышкой. Внутри по параллельным хор-
ам расположены горизонтальные коллекторы *7*, в которые с
гом 100 мм вставлены сиропоотводящие штуцеры фильтро-
ных патронов *3*. Открытые концы коллекторов выведены в
ьцевую камеру *6* для фильтрата (см. рис. 102, разрез II—II).
ижняя часть патронов фиксируется в замковых устройствах.

Фильтровальный патрон представляет собой каркас из пяти
ругов, скрепленных между собой кольцами, образующий по
ечению пятиугольник, на который натянут бесшовный тканевя-
ый рукав диаметром 72 мм (см. рис. 102, разрез I—I). Патрон
ержен так, что при фильтровании фильтровальная ткань проги-
ается между ребрами каркаса. При реверсивной подаче фильт-
та для регенерации рукав принимает цилиндрическую форму.
Изменение кривизны фильтрующей поверхности способствует
ффективному сбросу осадка.

Смесь сульфитированного сиропа с клеровкой и фильтроперл-
том из напорного сборника *2*, расположенного на 6...7 м выше
ровня жидкости в фильтре, поступает через открытый дисковый
твор *A* в камеру *4* и распределяется между рядами патронов *3*.
Под давлением сироп фильтруется через ткань внутрь патронов
и выводится через коллекторы *7* в кольцевую камеру *6*, откуда
при открытом дисковом затворе *C* через переливную трубу *5* он

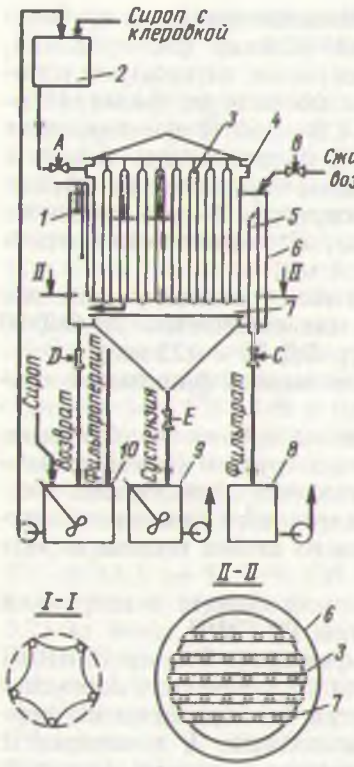


Рис. 102. Схема фильтрования сиропа в патронном фильтре РЗ-ПФП

направляется в сборник. При фильтровании камеры объемом 2 м^3 заполнена сиропом, который необходим... регенерации фильтрующей поверхности патронов обратным потоком фильтрата.

После завершения цикла фильтрования, который длится 1...2 ч, фильтрующая поверхность регенерируется. Для этого затвор *C* закрывают и через клапан *B* в кольцевую камеру подают сжатый воздух под давлением, на 0,02 МПа бо́льшим, чем напор фильтрования. Фильтрат из кольцевой камеры через внутреннюю полость патронов вытесняется в межпатронное пространство фильтра, и часть нефильтрованного сиропа через открытый затвор *A* поступает в нижний сборник *2*. При этом фильтрационный осадок отделяется от поверхности патронов.

Уровень фильтрата в кольцевой камере *6* контролируется тремя электродами *1*, расположенными по вертикали. При снижении уровня сигнал до среднего электрода по сигналу последнего затвор *A* закрывается, а затвор *E* открывается для вывода суспензии фильтрационного осадка из нижней конической части аппарата в сборник *9*. Вытеснение фильтрата сжатым воздухом из кольцевой камеры продолжается до тех пор, пока нижний электрод не оголится, после чего затвор *E* и клапан *B* закрываются и при всех закрытых запорных устройствах выдерживается пауза приблизительно 3 мин, в течение которой осадок, отделившийся от фильтровальной ткани, осаждается в нижней части фильтра.

После этого затворы *A* и *D* открывают для возврата первых мутных порций фильтрата в сборник нефильтрованного сока *II*. Через 3 мин затвор *D* закрывают, а затворы *A* и *C* открывают, начинается новый цикл активного фильтрования.

Фильтрационная установка комплектуется из 4, 6 и 8 фильт...

(площадь поверхности фильтрования одного фильтра 60 м^2) работает в автоматическом режиме.

Нормальная продолжительность цикла активного фильтрования (для I II сиропа с клеровкой 62 % и температуре 70 °С) составляет [illegible] мин, вспомогательных операций — 7 мин, в том числе реверсивная регенерация фильтров 1 мин, пауза 3 мин, возврат мутного фильтрата 3 мин. Активная скорость фильтрования в этих условиях 1,4 л/(м^2 · мин), расход фильтроперлита 0,9...1 м^3 на 1000 т переработанной свеклы. Срок службы фильтровальных рукавов около 30 сут, после чего их заменяют новыми.

Суспензию фильтрационного осадка, выводимую из фильтров, возвращают в аппарат холодной дефекации или в отдельный сборник возвратов.

На патронных фильтрах Р3-ПФП хорошие результаты получают при удалении из сиропа различных взвешенных примесей, но тонкодисперсные взвешенные частицы, которые обусловливают мутность, удаляются плохо, особенно из густых сиропов с СВ более 60 %. Опыты за рубежом и на отечественных заводах доказали возможность удаления тонкодисперсных взвесей в поле центробежных сил на сепараторах.

Осветление сиропа в поле центробежных сил. На рис. 103 показана схема выделения тонкодисперсных взвесей из густого сиропа на сепараторе А1-ПСС, изготовленном на Плавском машиностроительном заводе.

Нефильтрованный сульфитированный сироп температурой 85 ... 90 °С после освобождения от крупных примесей в ситчатой корзинке подают насосом через неподвижную трубу *1* в пакет конических вставок *2*, вращающихся с частотой около 1000 мин$^{-1}$. Под действием центробежных сил взвешенные частицы сиропа отбрасываются на нижнюю поверхность конических вставок и оседают в шламовую камеру *3*, а осветленная жидкость, вытесняемая новыми порциями нефильтрованного сиропа, выводится из барабана сепаратора.

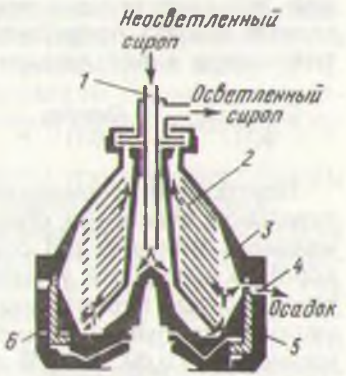


Рис. 103. Осветление сиропа в поле центробежных сил в сепараторе А1-ПСС

Сироп оказывает давление на подвижный поршень *5* (на рис. 103 он заштрихован) сверху, а подаваемая под поршень вода — снизу. Под давлением воды поршень *5* плотно прижимается к уплотнительному кольцу и закрывает выход шламу из камеры *3* до того момента, пока давление сиропа и шлама будет ниже противодавления воды. Когда

камера *3* заполнится шламом, в пространство над поршнем поступает вода, поршень *5* опускается и открывает отверстие для вывода шлама. При возвращении поршня *5* в рабочее положение вода, оставшаяся над ним, удаляется через отверстие *6*.

Во время выгрузки осадка подача нефильтрованного сиропа в сепаратор автоматически прекращается.

При осветлении сиропа удаляется до 70 % взвешенных частиц, содержание которых в осветленном сиропе не превышает нормы (30...40 мг/л).

Один раз в сутки в течение 30 мин сепараторы промывают от осадка на стенках 2%-ным раствором NaOH, а затем 1,5%-ным раствором азотной кислоты.

ПОТЕРИ САХАРОЗЫ В СОКООЧИСТИТЕЛЬНОМ ОТДЕЛЕНИИ

Основные потери сахарозы на дефекации и сатурации складываются из учтенных потерь с фильтрационным осадком и неучтенных потерь, обусловленных разложением сахарозы в сильно-щелочной среде, уносом с отработавшим сатурационным газом и пеной, а также потерь, связанных с разливом сока и капежом.

Учтенные потери сахарозы — это масса сахарозы (% к массе свеклы), содержащейся в фильтрационном осадке, которую можно определить путем лабораторных анализов.

Неучтенные потери сахарозы — это разность между общими и учтенными потерями, выраженная в процентах к массе свеклы.

Величина учтенных потерь сахарозы с фильтрационным осадком зависит от схемы очистки сока, качества сырья, от нарушений технологического режима в процессе производства. На сахарных заводах придерживаются следующих норм учтенных потерь сахара в фильтрационном осадке (% к массе свеклы):

Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь
0,11	0,11	0,12	0,14	0,15

Неучтенные (термохимические) потери сахарозы в сокоочистительном отделении обусловлены в основном величиной оптимального значения pH сока II сатурации, pH сгущаемого сока в корпусах выпарной установки сока, высокой температурой, интенсивностью перемешивания. При проведении процессов дефекации и сатурации они составляют 0,10...0,12 % и в выпарной установке — 0,09...0,12 % к массе свеклы, а при нарушении технологического режима выпаривания они могут увеличиваться на 0,2 % к массе свеклы.

Общие потери (учтенные и неучтенные) в сокоочистительном отделении колеблются от 0,3 до 0,4 % к массе свеклы.

Контрольные вопросы и задания

1. Из каких элементов состоит аппаратурно-технологическая схема четырехкорпусной выпарной установки? 2. Составьте схему пятикорпусной выпарной установки. 3. Как вычислить массу выпариваемой воды из сока при сгущении его выпариванием? 4. Что такое острый пар, отработавший пар, вторичный пар и редуцированный пар? 5. Каков оптимальный уровень некипящего сока в кипятильных трубках корпусов выпарной установки? 6. Как создается разрежение в последних корпусах выпарной установки? 7. Какие причины вызывают нарастание цветности и образование осадка в соке при его сгущении выпариванием? 8. Как удаляют осадок с теплообменных поверхностей ВУ?

Глава 8

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ СОКООЧИСТИТЕЛЬНОГО ОТДЕЛЕНИЯ

В зависимости от качества перерабатываемой свеклы на сахарных заводах применяют различные технологические схемы очистки диффузионного сока. Во всех схемах для очистки используют гашеную известь и диоксид углерода. Большинство схем включают следующие процессы: преддефекацию, основную дефекацию, I сатурацию, отделение сатурационного осадка, II сатурацию, фильтрование и сульфитацию. Очищенный сок сгущают выпариванием до 60...65 % СВ.

Различают холодную и теплую схемы очистки сока. Холодную схему применяют при оснащении сахарного завода наклонными шнековыми диффузионными аппаратами или ротационными и колонными аппаратами с предошпаривателем, из которых диффузионный сок выходит температурой 35...40 °С.

Теплую схему используют, если завод укомплектован ротационными или колонными аппаратами без предошпаривателя, на которых получают диффузионный сок температурой более 50 °С.

Если диффузионный сок получен из свеклы хорошего качества, то его следует очищать по укороченной схеме, предварительно нагревая до 85...88 °С.

Ниже рассмотрены некоторые варианты технологических схем с известково-углекислотной очисткой диффузионного сока.

Схема с горячей оптимальной преддефекацией. По этой схеме (рис. 104) диффузионный сок из сборника *1* подают в преддефекатор *3* через теплообменник *2*, где нагревают до 85...88 °С. Сюда из сборника *22* непрерывно поступает от 30 до 100 % нефильтрованного сока I сатурации и от 10 до 15 % к массе свеклы сок основной дефекации. В результате смешивания pH диффузионного сока повышается от 5,5...6,5 до 10,8...11,4. Под воздействием извести в соке происходят реакции нейтрализации кислот, коагуляции макромолекул и веществ коллоидной дисперсности, а также осаждение солей кальция.

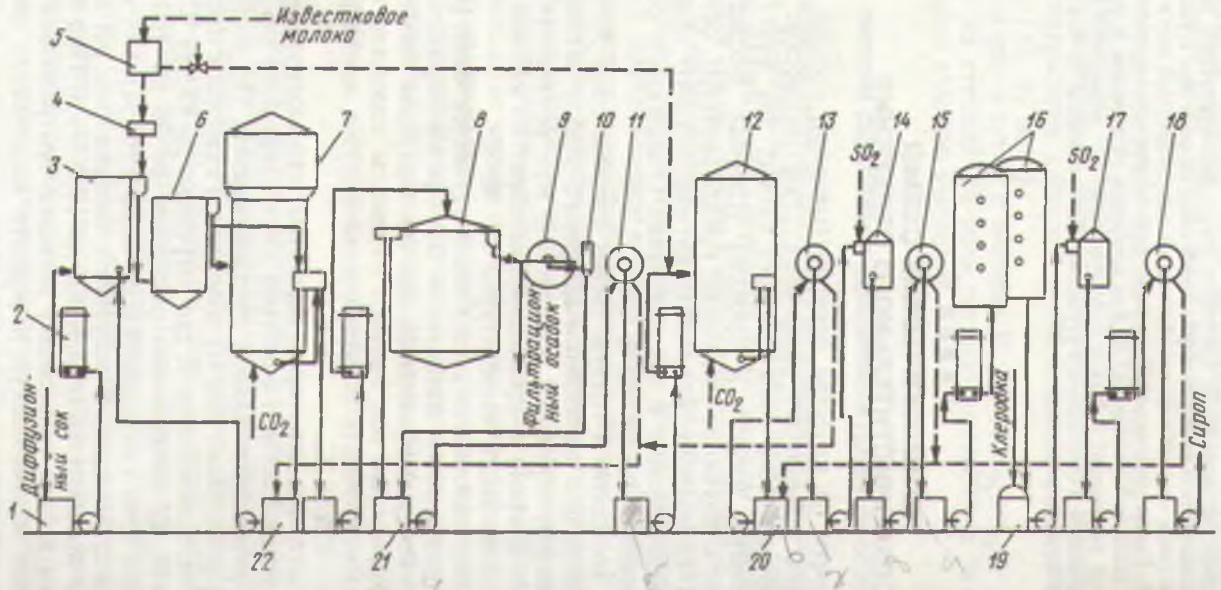


Рис. 104. Технологическая схема очистки диффузионного сока с горячей оптимальной преддефекацией и горячей основной дефекацией

На выходе из аппарата *3* в преддефекованный сок вводят известковое молоко, поступающее из сборника *5* через дозатор *4* в количестве 2...2,5 % CaO к массе свеклы. Затем сок поступает в аппарат *6* на основную дефекацию. При смешивании с известью pH сока повышается до 12,3...12,4 (щелочность до 1,3 % CaO), многие несахара в этой среде разлагаются, продолжаются реакции осаждения солей кальция органических кислот.

Из аппарата *6* сок самотеком поступает в аппарат *7* на I сатурацию. В процессе насыщения диоксидом углерода pH сока снижается до 10,8...11,4 (щелочность 0,08...0,13 % CaO), а на поверхности образующихся кристаллов карбоната кальция адсорбируются несахара. На I сатурации не вся свободная известь связывается с диоксидом углерода, часть ее остается в соке, чтобы не допустить растворения несахаров, осажденных на преддефекации.

Отсатурированный сок разделяют в переливной коробке сатуратора на два потока: один направляют через сборник *22* в преддефекатор *3*, другой насосом через теплообменник (нагревают до 85...88 °C) — в гравитационный отстойник *8*. При необходимости в сок добавляют раствор флокулянта или пеногасителя. В отстойнике *8* сок I сатурации разделяется на осветленную часть в количестве 75...85 %, которая называется *декантатом*, и сгущенную суспензию (15...25 %).

Сгущенная суспензия сока I сатурации из отстойника *8* направляется в вакуум-фильтр *9*. Осадок на фильтрах промывают горячим конденсатом и выводят в отходы, а отфильтрованный сок и концентрированные промывные воды поступают через вакуум-сборник *10* и сборник *21* вместе с декантатом в контрольные фильтры *11*. Разбавленные промывные воды следует собирать из вакуум-фильтров отдельно и использовать на приготовление известкового молока.

Фильтрат сока I сатурации нагревают до 85...97 °C и подают в аппарат *12* на II сатурацию. Для увеличения адсорбционной поверхности в сок перед II сатурацией через регулирующий клапан добавляют известковое молоко (0,15...0,25 % CaO к массе свеклы). Фильтрационный осадок из контрольных фильтров *11* направляют в сборник *22* нефильтрованного сока I сатурации и направляют в преддефекатор *3*.

На II сатурации сок сатурируют до щелочности 0,015...0,025 % CaO (pH 9,2...9,5), фильтруют на фильтрах *13*, сульфитируют в аппарате *14* до щелочности 0,005...0,01 % CaO по крезоловому красному (pH 8,8...9,2), фильтруют на фильтрах *15*, нагревают до температуры кипения (126...129 °C) и сгущают в выпарной установке *16* до содержания сухих веществ 60...65 %. Полученный сироп смешивают с клеровкой желтых сахаров в сборнике *19*, сульфитируют в аппарате *17*, нагревают до 85...

88 °С, фильтруют в фильтрах *18* и направляют в продукт... отделение на уваривание утфеля I кристаллизации.

Фильтрационный осадок из фильтров *15*, *18* смывают фильтрованным соком II сатурации в сборник *20* и фильтруют вместе с соком II сатурации. Фильтрационный осадок из фильтров *13* направляют в сборник *22*.

Часть фильтрованного сока II сатурации (около 4,5 % к массе свеклы) расходуется на приготовление клеровки желтых сахаров.

Схема очистки диффузионного сока с горячей оптимальной преддефекацией дает хорошие результаты при переработке спелой здоровой свеклы с низким содержанием зеленой массы и других примесей. Если же на завод поступает неспелая, подгнившая или подмороженная свекла с высоким содержанием примесей, очистка диффузионного сока по этой схеме малоэффективна.

Схема с прогрессивной преддефекацией и холодно-горячей основной дефекацией. Эта схема очистки диффузионного сока (рис. 105) принята на отечественных сахарных заводах в качестве типовой. Диффузионный сок из сборника *32* подают насосом через регулирующий клапан *33* и теплообменник *34* (если температура сока не соответствует температуре, предусмотренной на преддефекации) в первую секцию преддефекатора прогрессивного действия. А в последнюю секцию его из сборника *3* через дозатор *2* вводят известковое молоко в количестве (0,2...0,3 %), обеспечивающем выход преддефекованного сока с pH 10,8...11,4. На участке преддефекации, где pH достигает 8,0...9,5, вводят весь фильтрационный осадок сока II сатурации из сборника *11* или около 30 % сгущенной суспензии сока I сатурации из сборника *8*. При этом температура преддефекованного сока немного повышается за счет возвращаемой сгущенной суспензии и известкового молока.

Продолжительность холодной преддефекации 20...30 мин, теплой — 15 мин. На выходе из преддефекатора сок смешивается с новой порцией известкового молока (1...1,8 % CaO к массе свеклы) и без подогрева поступает в аппарат *31* холодной ступени основной дефекации. Оптимальная длительность холодной дефекации 30...60 мин, теплой — 15 мин.

Из аппарата *31* сок насосом перекачивается в теплообменник, где нагревается до температуры 85...88 °С, а затем выдерживается в аппарате *4* горячей ступени основной дефекации около 10 мин. В переливную коробку аппарата *4* к дефекованному соку для повышения фильтрационных свойств осадка сока I сатурации добавляют известковое молоко в количестве 0,2...0,4 % CaO к массе свеклы. Далее сок поступает в аппарат I сатурации *5*, где обрабатывается диоксидом углерода в течение 10 мин до pH 10,8...11,4 и выводится в сборник *29*. Аппарат *5* снабжен внешним циркуляционным контуром с насосом *30*. Поступление несфильтрованного сока I сатурации в сборник *29* должно быть

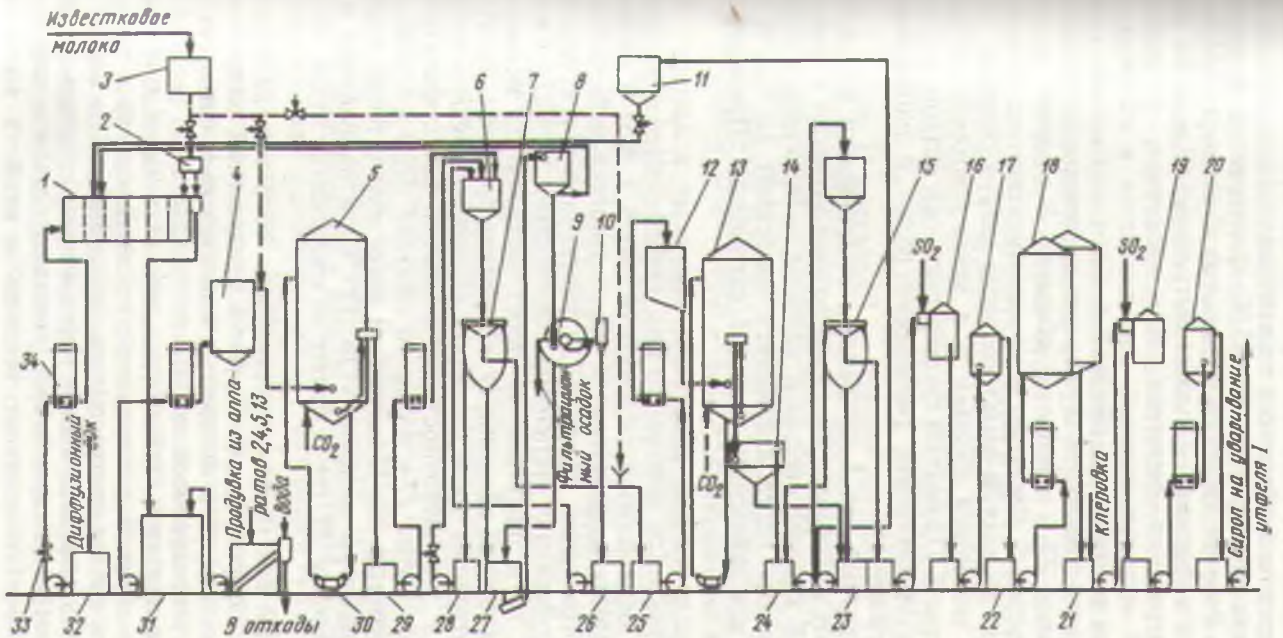


Рис. 105. Технологическая схема очистки диффузионного сока с прогрессивной преддефекацией и холодно-горячей основной дефекацией

свободным, чтобы не нарушался режим I сатурации. Из сборника *29* сок через теплообменник перекачивается в напорный сборник *6* и при температуре 80...85 °С фильтруется в листовых фильтрах *7*. Рабочее давление в фильтрах *7* около 0,07 МПа, а уровень сока в сборнике *7* должен быть на 6,5...7 м выше уровня слива фильтрата из фильтров. При частичном опорожнении фильтров *7* нефильтрованный сок сливается в сборник *29* и возвращается в напорный сборник *6*. Если необходимо полностью освободить фильтр, то сгущенную суспензию из фильтров через мешалку *27* и напорный сборник *8* сливают в корыто вакуум-фильтров *9*. Фильтрат и концентрированные промывные воды выводят из вакуум-фильтров через вакуум-сборник *10*, мешалку *26* в напорный сборник *6*, а затем повторно фильтруют через фильтры *7*. Промытый фильтрационный осадок, выгруженный из вакуум-фильтров, разбавляют водой и направляют на поля фильтрации.

Фильтрованный сок I сатурации, поступающий из фильтров *7*, смешивают в сборнике *25* с известковым молоком в количестве 0,3...0,5 % к массе свеклы и насосом подают через теплообменник, где сок перед дефекацией нагревают до 92...97 °С, в аппарат *12* для дефекации перед II сатурацией. Продолжительность самой дефекации 3...5 мин.

Из аппарата *12* сок самотеком поступает в аппарат *13* II сатурации, где он в течение 10 мин обрабатывается диоксидом углерода до оптимальной щелочности (pH 9,2...9,5) и направляется в отстойник-дозреватель *14*. Из отстойника-дозревателя осадок насосом через сборник *24* перекачивается в напорный сборник. Сгущенную суспензию плотностью 1,15...1,2 г/см^3 из отстойника *14* и фильтров *15* через мешалку *23* непрерывно отводят в напорный сборник *11* и далее на преддефекацию.

Сок II сатурации после фильтров *15* сульфитируют в аппарате *16* до pH 8,5...9,0 (щелочность 0,005...0,01 % CaO), фильтруют в патронных фильтрах *17* и подают в сборник *22*. Фильтрованный сульфитированный сок II сатурации нагревают в теплообменниках до температуры кипения (126...129 °С) и направляют в выпарную установку *18*, где сгущают до содержания сухих веществ 60...65 %.

Сгущенный сок (сироп) смешивают в сборнике *21* с клеровкой желтых сахаров, сульфитируют в аппарате *19*, нагревают до 85...88 °С, фильтруют в патронных или листовых фильтрах *20* и направляют в продуктовое отделение.

Преимущества этой схемы перед схемой очистки диффузионного сока с горячей оптимальной преддефекацией в том, что холодная или теплая прогрессивная преддефекация и первая ступень основной дефекации дают возможность избежать местного перещелачивания сока, а также позволяют осадить как можно больше высокомолекулярных веществ и веществ коллоидной

...ности, получить более плотный коагулят. При возврате ...ной суспензии сока II или I сатурации в преддефекатор ...го нефильтрованного сока I сатурации в несколько раз со...ется рециркуляция больших масс сока, снижается темпера...ура его на преддефекации, что положительно влияет на термо...стойкость и качество продуктов на последующих стадиях про...водства.

В процессе холодной или теплой предварительной и основной ...фекации в соке растворяется в 3...4 раза больше извести, чем ...горячей. В нагретом соке перед второй ступенью основной ...фекации большая часть растворенной извести остается в пере...щенном состоянии, обеспечивая более глубокое разложение ...харов и повышенную термоустойчивость сока.

Многократная рециркуляция сока в сатураторах по внешнему ...ру, добавление извести перед I и II сатурациями, дозрева...е сока после II сатурации улучшают осаждение взвешенных ...тин и фильтрование сока, а также обеспечивают дополнитель...е разложение вновь образовавшихся редуцирующих веществ.

В зависимости от качества перерабатываемой свеклы работать ...ыми с холодной прогрессивной преддефекацией и холодно...ой основной дефекацией рекомендуется по следующим ва...ам.

Вариант 1. При переработке кондиционной сахарной свек...ы с содержанием редуцирующих веществ не более 0,1 % и об...его азота не более 0,2 % к массе свеклы в типовой схеме ...отки сока следует исключить холодную ступень дефекации, а ...должительность горячей основной дефекации и дефекации ...ед II сатурацией установить минимально необходимую, обес...ивающую хорошие фильтрационные и седиментационные ...йства сатурационных соков и их термоустойчивость.

Вариант 2. Переработку свежей и хранившейся какое-то ...мя свеклы с содержанием редуцирующих веществ более 0,1 % ...общего азота более 0,2 % к массе свеклы по данной схеме ...ществляют в такой последовательности: прогрессивная из...тковая преддефекация с возвратом сгущенной суспензии сока II сатурации или суспензии сока I сатурации → холодная или ...лая ступень основной дефекации → I сатурация с рециркуля...ей сока → нагревание сока до 85...88 °С → фильтрование с полу...нием сгущенной суспензии и фильтрованного сока → отделение и промывание фильтрационного осадка на вакуум-фильтрах → на...вание фильтрованного сока до 92...97 °С → дефекация перед II ...турацией → II сатурация → отстаивание и фильтрование сока.

По этому варианту известковое молоко поступает на прогрес...вную преддефекацию, первую ступень основной дефекации, I ...турацию (при необходимости), дефекацию перед II сатурацией.

Вариант 3. Если на завод поступает долго хранившаяся и

частично подпорченная свекла, то диффузионный сок следует очищать в последовательности, изложенной в варианте 3. При этом после холодной основной дефекации следует проводить укороченную (продолжительностью 3...7 мин) горячую основную дефекацию. Для улучшения фильтрационных свойств сатурационного осадка в дефекованный сок перед аппаратом I сатурации вводят известковое молоко (0,2...0,4 % CaO к массе свеклы).

Если в схеме имеются гравитационные отстойники, то для лучшего отстаивания сока I сатурации перед отстойником в него добавляют раствор активизированного флокулянта в количестве 0,001...0,003 % сухого вещества ПАА к массе сока. Раствор флокулянта подают в сок насосом-дозатором пропорционально массе сока.

Вариант 4. При переработке свеклы низкого качества с наличием корнеплодов, пораженных слизистым бактериозом, диффузионный сок следует очищать по технологической схеме, предусмотренной в варианте 2, со следующими изменениями. На преддефекацию и подщелачивание возвращаемой на преддефекацию суспензии известковое молоко не подают, холодную и горячую ступени основной дефекации не проводят. Преддефекованный сок нагревают в теплообменниках до 85...88 °С и направляют на I сатурацию, где, добавляя $Ca(OH)_2$, проводят одновременную дефекосатурацию при pH 9,0...9,5. При отстаивании в сок I сатурации добавляют раствор полиакриламида, активизированный тринатрийфосфатом, или другой флокулянт. Сгущенную суспензию сока I сатурации фильтруют на вакуум-фильтрах со сходящим фильтровальным полотном, которое интенсивно регенерируется. В данном варианте для сгущения осадка сока I сатурации особенно эффективно использовать отстойник с фильтрующим слоем осадка вместо ФиЛС и провести дефекацию сока перед II сатурацией с расходом извести 0,4...0,6 % CaO к массе свеклы.

Наиболее эффективно работает типовая схема очистки, если на прогрессивную преддефекацию возвратить суспензию осадка сока II сатурации вместо суспензии сока I сатурации, а на дефекацию перед II сатурацией подать 0,4...0,6 % CaO к массе свеклы, сохранив неизменным общий расход извести, определенный по содержанию несахаров в диффузионном соке. Температуру на II сатурации поддерживают в интервале 92...97 °С.

Схема с предсатурацией при пониженной температуре. На сахарных заводах, где используется схема с горячей оптимальной преддефекацией, для более эффективного использования извести и улучшения качественных показателей очищенного сока можно вместо преддефекации проводить дефекосатурацию при пониженной температуре (рис. 106). Для этого диффузионный сок температурой 45...50 °С после отделения мезги смешивают в смесителе *1* с соком, рециркулирующим по внешнему контуру дефе-

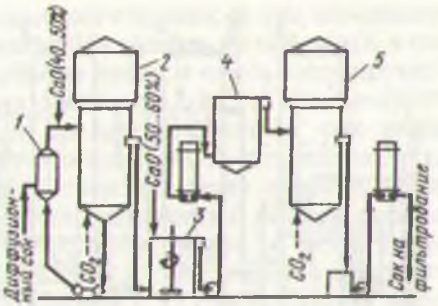


Рис. 106. Технологическая схема очистки диффузионного сока с предсатурацией при пониженной температуре

сатуратора *2*, добавляют ...вое молоко в коли... 40...50 % общего рас... на очистку и сатурируют в аппарате *2* при pH ... 9,5 (6...8-кратная рецир... сока предотвращает ...ное пенообразование). ... предсатурационный ...шивают с остальной ... извести (50...60 % ... массы) и проводят в ...парате *1* холодную дефе... в течение 3...10 мин, ...ле нагревания до тем...ратуры 85...88 °С в аппарате *4* дефекацию в течение 10...15 мин. При 45...50 °С растворимость извести в аппарате *3* будет в несколько раз больше, чем ... °С. Причем, если нагревать этот раствор до 85...88 °С, то ...льная часть извести останется в растворе в пересыщенном состоянии, что положительно скажется на разложении редуцирующих веществ, амидов и других несахаров на горячей ступени дефекации в аппарате *4*. Из аппарата *4* сок поступает в ...парат *5* на I сатурацию, где он обрабатывается диоксидом ...рода до pH 10,8...11,4 и далее по типовой схеме.

При наличии в схеме очистки предсатурации (без преддефекации) температуру сока на I сатурации можно снижать до 60...65 °С, ... при этом известковое молоко необходимо вводить в сок еще ... предсатуратора.

На некоторых заводах предсатурацию сока проводят после промежуточной преддефекации и нагревания его до 90...92 °С, а затем ... основную дефекацию и I сатурацию в типовом режиме.

Братиславская схема с преддефекосатурацией. В Австрии на ...ном заводе «Туллн» эксплуатируется оригинальная схема ...стки диффузионного сока с предварительной дефекосатурацией, которая наиболее эффективна при переработке свеклы низкого качества либо подмороженной. По этой схеме (рис. 107) ...фузионный сок без нагревания подают в сборник *1*, смешивают со сгущенной суспензией сока II сатурации, нагревают до ... °С и сатурируют при pH около 8,5 в аппарате предварительной сатурации *2*. Одновременно в этот же предсатуратор из аппарата *4* поступает сок промежуточной (предварительной) дефекации в количестве 700...1000 % к массе свеклы. На предсатурацию ...водится 20...30 % CaO от его общего расхода на очистку.

Из предсатуратора *2* сок по коленчатому трубопроводу, с помощью которого поддерживается постоянный уровень, самотеком стекает в аппарат промежуточной дефекации *4*, где pH сока

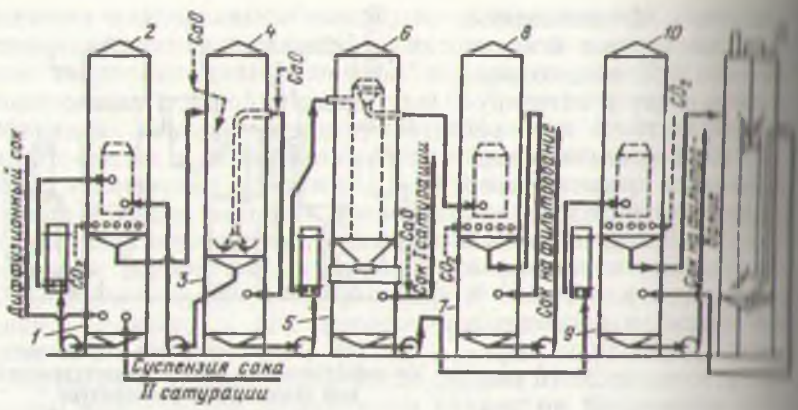


Рис. 107. Брауншвейгская схема очистки диффузионного сока с предсатурацией

повышается известковым молоком до 10,8...11,2. Из аппарата 4 преддефекованный сок самотеком поступает в сборник 7, смешивается с известью до pH 12,3...12,4, нагревается до 85...90 °С и направляется в аппарат основной дефекации *6*.

Дефекованный сок самотеком подают в аппарат I сатурации *8*, где обрабатывают диоксидом углерода до pH 10,8...11,2 и затем через сборник *7* направляют на фильтрование. Фильтрованный сок I сатурации возвращают в дефекатор перед II сатурацией *5*, перемешивают в течение 3...5 мин с определяемым лабораторией количеством CaO, нагревают до 90...95 °С и сатурируют в аппарате II сатурации *10* до оптимальной щелочности. Для снятия пересыщения солей кальция сок выдерживают в доводчителе *11* при интенсивном перемешивании и через сборник 9 подают на фильтрование.

Включение преддефекосатурации при pH~8,5 в схему очистки диффузионного сока с повышенным содержанием ВКД и ВМС дает возможность осаждать их в зоне стабилизации и дегидратации и формировать с зародышами $CaCO_3$ устойчивые к пептизации, легко отфильтровываемые агрегаты.

При очистке диффузионного сока чистотой 82...85 % по этой схеме удается получить эффективность очистки 34...36 %.

Схема отделения предсатурационного осадка перед основной дефекацией. Перспективной является технология очистки диффузионного сока с отделением скоагулировавших органических веществ еще до основной дефекации. Это позволяет перерабатывать свеклу пониженного качества, снизить расход извести на очистку и увеличить адсорбционную активность карбоната кальция.

Сотрудниками УкрНИИСПа предложена схема (рис. 108), по которой диффузионный сок нагревают в теплообменнике *1* до

и подают в циркуляционный сборник *2*, где он смешивается с предсатурационным соком. На выходе из сборника в сок вводят 0,5...0,6 % CaO (по объему сока) и смесь сатурируют в аппарате *1* в течение 8...10 мин до pH 8,8...9,5 (щелочность 0,03 % CaO). Полученный предсатурационный сок вновь нагревают до 85...88 °С и подают в отстойник *4*, где осадок легко отделяется от сока. Сгущенную суспензию через сборник *9* направляют на вакуум-фильтры *5*. Фильтрационный осадок промывают, выгружают и используют на корм птице. А декантат из отстойника *4* и фильтрат из фильтров *5* смешивают в сборнике нагревают до 85...88 °С, добавляют 1,5...1,8 % CaO к массе сока и в аппарате *6* в течение 10...15 мин проводят основную дефекацию до максимально возможного разложения амидов и красящих веществ. После этого сок подвергают I сатурации в аппарате *7*. Далее его обрабатывают по обычной схеме (фильтрование → II сатурация и т.д.).

В этой схеме контрольное фильтрование декантата после отстойников не проводят, а сок I сатурации в результате предварительного удаления коагулята можно фильтровать без отстаивания, например на дисковых фильтрах, предназначенных для контрольного фильтрования. Суспензию осадка сока I сатурации следует возвратить на предсатурацию для улучшения фильтрационно-седиментационных свойств. Это позволит использовать имеющиеся на заводе отстойники для отделения предсатурационного осадка.

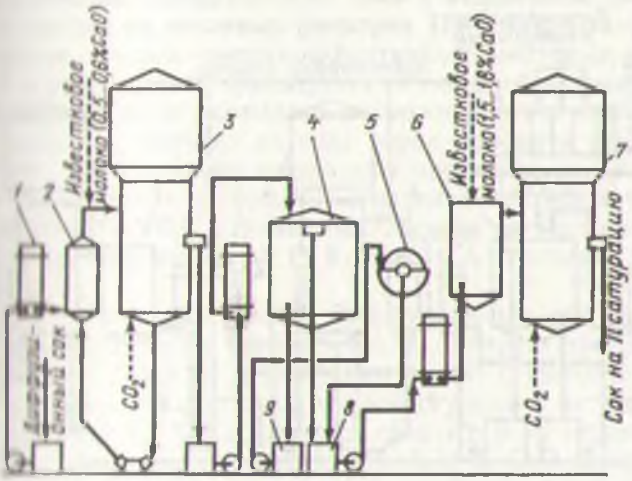


Рис. 108. Технологическая схема очистки диффузионного сока с отделением предсатурационного осадка перед основной дефекацией

Предсатурационный осадок можно отделять и на дис
фильтрах, при этом технологическая схема существенно у
щается, но осадок нельзя использовать на корм скоту
птице, так как он удаляется из фильтров гидравличе
путем.

Отделение предсатурационного осадка дает возможность
зить расход извести на очистку диффузионного сока на 0,
0,6 % и увеличить чистоту сиропа на 0,4...0,5 %.

При переработке свеклы ухудшенного качества расход и
на предсатурацию увеличивают с 0,5...0,6 до 1...1,2 % CaO.

**Схема очистки сока низкой чистоты с отделением предсату
ционного осадка.** Для переработки свеклы низкого качества
тотой диффузионного сока ниже 85 % А. А. Липец с сотрудни
ми предложили схему очистки сока с использованием сульф
алюминия (рис. 109).

По этой схеме диффузионный сок температурой 40...55
подвергается прогрессивной преддефекации в аппарате *2*, в
вые секции которого вводят сгущенную суспензию сока II
сатураций, а в последнюю секцию и на выходе — известко
молоко. Затем преддефекованный сок нагревают до 65...75 °С
подают в гравитационный отстойник *1*, куда для улучше
седиментации осадка добавляют 0,03...0,04 % (к массе сока) сул
фата алюминия $Al_2(SO_4)_3$. Сгущенную суспензию выводят
отстойника *1* в сборник *10*, нагревают до 85 °С, добавляют сул
фат алюминия, смешивают в сборнике *3* с рециркулируем
предсатурационным соком и с CaO в количестве 0,4...0,5

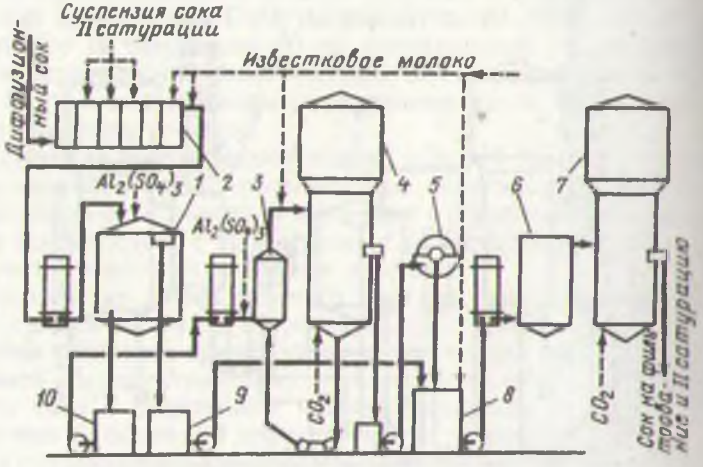


**Рис. 109. Технологическая схема очистки диффузионного сока пониженной чисто
ты с отделением предсатурационного осадка**

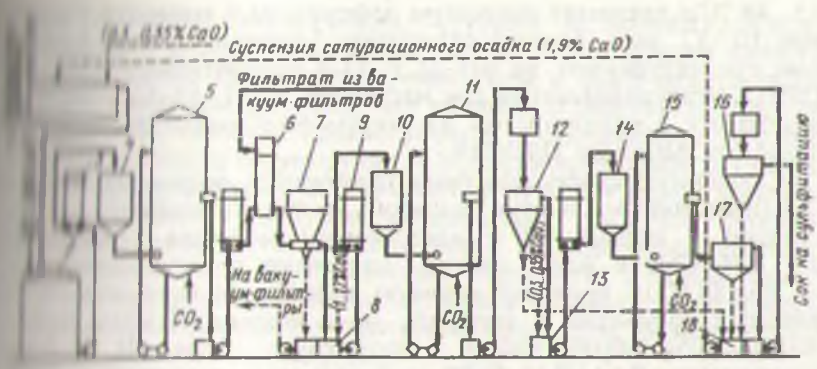


Рис. 110. Технологическая схема очистки диффузионного сока с отделением предсатурационного осадка на листовых фильтрах П9-УФЛ

...свеклы, а затем сатурируют в аппарате *4* до pH 10,5...11,2. ...турированный сок фильтруют на вакуум-фильтрах *5*. Фильт... ...вакуум-фильтров и декантат из сборника *9* направляют в ...парат *8*, куда вводят примерно половину извести от ее общего ...хода на очистку и проводят теплую дефекацию. Далее сок ...гревают до 85...88 °С и в аппарате *6* проводят дефекацию, а в ...парате *7* — I сатурацию. Последующую очистку осуществляют ...типовой схеме.

Схема очистки диффузионного сока с отделением предсатурационного осадка на листовых фильтрах П9-УФЛ. С внедрением ...сахарных заводах высокоэффективных листовых фильтров П9-УФЛ с регенерацией фильтрующей ткани обратным потоком ...фильтрованного сока появилась возможность без особых труд... ...ей выделять коагулят из сока перед основной дефекацией. ...ема (рис. 110) включает следующие процессы: по две ступени ...ной дефекации и сатурации, отделение коагулята на листо... ...фильтрах П9-УФЛ и фильтрование сока на листовых фильт... ...ах ФиЛС (авторы схемы М. С. Козло, И. А. Олейник, В. М. Ле... ...ко и др.)

Порядок работы следующий. Диффузионный сок после отде... ...мезги поступает в первую секцию аппарата прогрессивной ...преддефекации *1*, а в III и IV секции вводят сгущенную суспен... ...сию сатурационного осадка со второй ступени I сатурации и II ...сатурации (всего 1,9 % CaO к массе свеклы). В VI секцию вводят ...известковое молоко в количестве 0,3...0,35 % CaO к массе свек... ...ы. На выходе из преддефекатора в сок добавляют еще 0,2...0,6 % ...CaO к массе свеклы, выдерживают в течение 15...20 мин в аппарате ...основной дефекации *2*, нагревают в теплообменнике *3* до

85...88 °С и проводят основную дефекацию в аппарате *4* в течение 10...12 мин. Затем в сатураторе *5* первой ступени I сатурации сок сатурируют до pH 11,3...11,4 (щелочность 0,13...0,14 % CaO). Отсатурированный сок нагревают до 85...88 °С, смешивают в аппарате *6* с фильтратом из вакуум-фильтров и фильтруют на листовых фильтрах П9-УФЛ.

Сгущенную суспензию фильтрационного осадка из фильтров *7* направляют на вакуум-фильтры, а фильтрованный сок смешивают в мешалке *8* с известковым молоком в количестве 1...1,2 % CaO к массе свеклы, нагревают в теплообменнике до 85...88 °С и проводят горячую дефекацию пред второй ступенью I сатурации в аппарате *10* в течение 10 мин. Дефекованный сок обрабатывают в сатураторе *11* до pH 11,2...11,3 (щелочность 0,12...0,13 CaO) и фильтруют на листовых фильтрах *12*. Сгущенную суспензию фильтрационного осадка из фильтров *12* подают в мешалку *18*, а фильтрат смешивают в мешалке *13* с известковым молоком в количестве 0,3...0,4 % CaO к массе свеклы, нагревают до 92...97 °С, выдерживают в течение 3...5 мин в дефекаторе *14* и сатурируют в аппарате II сатурации *15* до pH 9,2...9,3 (*III* по фенолфталеину 0,03...0,05 % CaO). Сок II сатурации выдерживают 12...15 мин в отстойнике-дозревателе *17* с фильтрующим слоем, декантат фильтруют на листовых фильтрах *16* и направляют на сульфитацию, а сгущенную суспензию осадка из отстойника-дозревателя *17* и фильтров *12*, *16* собирают в мешалке *18* и возвращают на преддефекацию. При необходимости сатурационный осадок перед возвратом на преддефекацию активизируют добавлением известкового молока и сатурированием.

Очистка диффузионного сока по схеме с двухступенчатой горячей дефекацией и двухступенчатой I сатурацией дает возможность перерабатывать свеклу пониженного качества с отделением коагулята перед основной дефекацией. Данная схема позволяет получить диффузионный сок с более качественными показателями, чем типовая схема. Например, при очистке диффузионного сока чистотой 84 % по данной схеме эффективность очистки сока была на 4 % выше, содержание солей кальция — в 1,5 раза, а цветность сиропа — в 1,3 раза меньше, чем при очистке диффузионного сока той же чистоты по типовой схеме.

Мероприятия по переработке свеклы пониженного качества. К свекле пониженного качества относят свеклу с большим содержанием редуцирующих веществ, амидного и аммиачного азота, а также ВМС. В такой свекле небольшое содержание анионов кислот, осаждаемых на дефекации ионом кальция. Пониженное качество свеклы может быть вызвано как почвенно-климатическими условиями ее выращивания, так и условиями уборки и хранения.

Все основные мероприятия, которые позволяют добиться максимально возможного выхода сахара необходимого качества при переработке такой свеклы, заложены в ныне действующую типовую схему (см. рис. 105), по которой в результате проведения основной (теплой) прогрессивной преддефекации разложение большей части редуцирующих веществ происходит в процессе основной дефекации. В результате получается менее окрашенный очищенный сок. Это обусловлено тем, что скорость разложения промежуточных продуктов распада — предшественников хромофорных групп, которые образуются в результате химических превращений моносахаридов в сильнощелочной среде при основной дефекации, значительно выше, чем на преддефекации.

Наиболее устойчивы эти вещества в средах с pH 9,0...9,5.

Целесообразная комбинированная холодно-горячая дефекация, включенная в типовую схему, поддержание высокой щелочности на I сатурации, проведение 2...5-минутной дефекации перед II сатурацией и глубокая сульфитация сока повышают эффективность очистки и термоустойчивость сока, снижают содержание кальциевых солей и веществ коллоидной дисперсности в целом.

К другим эффективным мероприятиям по повышению качества и выхода сахара следует отнести отделение преддефекационного или предсатурационного осадка, возврат на преддефекацию отдельной суспензии сока II сатурации вместо нефильтрованного сока I сатурации, проведение I и II сатураций в аппаратах с организованной внутренней циркуляцией сока и многократной рециркуляцией его по внешнему контуру.

Для улучшения качественных показателей работы сокоочистительного отделения целесообразно также применять схему с предсатурацией диффузионного сока (см. рис. 110) либо схемы с предсатурацией и отделением предсатурационного осадка (см. рис. 108 и 109).

При переработке свеклы подмороженной и оттаявшей, пораженной слизистым бактериозом, возникают большие трудности с фильтрованием соков I и II сатураций. Фильтрационный коэффициент при этом поднимается до 20 и более. Исследования показали, что фильтрование замедляется, если в свекловичном соке присутствуют полисахариды — декстран и леван, образующиеся в процессе жизнедеятельности микроорганизмов. Декстран образуют Leucenostok mesenteroides, леван — Aerobakter levanicum subtilis. Основное влияние на фильтрование оказывает декстран.

В основном фильтрование замедляется высокомолекулярными фракциями декстрана с молекулярной массой $10^5...10^8$. Декстраны же с молекулярной массой 10^4 и ниже практически не влияют на скорость фильтрования.

При высоком содержании амидов в свекле, а следовательно в диффузионном соке не следует проводить длительную жесткую дефекацию, так как при этом усиливаются разложение амидов, накопление аммиака в соке и тем самым снижается термоустойчивость последнего. В этом случае дефекацию преддефекованного сока проводят в мягких условиях или исключают ее совсем, сок II сатурации подвергают глубокой сульфитации, либо предефекованный сок в процессе жесткой дефекации или после нее аэрируют воздухом с помощью эжекторов, удаляя аммиак еще до II сатурации.

При переработке свеклы, пораженной слизистым бактериозом, в состав которой входят 0,4...0,7 % полисахаридов (декстран и леван) и 2...2,5 % редуцирующих веществ к массе сухих веществ, рекомендуется проводить следующие мероприятия по совершенствованию технологического режима очистки диффузионного сока.

1. Если на заводе есть здоровая, хорошо сохранившаяся свекла, то ее перед переработкой следует смешивать со свеклой, пораженной слизистым бактериозом, в соотношении 4:1.

2. По всему пути подачи свеклы в завод, включая свекломоечные машины и свеклорезки, необходимо применять антисептики.

3. На диффузии использовать короткую стружку и сокращать цикл диффузионного процесса при уменьшенной удельной нагрузке, не допуская простоев установки.

4. Строго контролировать качество и температуру свежей питающей воды. Исключить возврат на диффузию жомопрессовой воды.

5. Основную горячую дефекацию проводить при температуре 88...90 °С в течение 12...15 мин, а при содержании полисахаридов более 0,5 % к массе сухих веществ преддефекацию сока вакуумировать при pH 9,7...10,0, добавлять в сок известь и, минуя основную дефекацию, подвергать его дефекосатурации при pH 8,7...10,5 с использованием рециркуляции сока по внешнему контуру. Для подавления пенообразования следует вводить пеногасители.

6. Повышать pH сока I сатурации до 11,5...11,8, а сока II сатурации — до 9,5...9,8, увеличивать подачу извести на дефекацию сока перед II сатурацией (0,4...0,5 % CaO) и весь сатурационный осадок сока II сатурации возвращать на преддефекацию, добавляя к нему при необходимости дефекосатурационный сок, но не известковое молоко, т. е. не подщелачивая возвращаемую суспензию сока II сатурации, так как ионы гидроксила отрицательно влияют на агломерацию полисахаридов с карбонатом кальция.

7. На 20 % увеличить расход извести на очистку сока по сравнению с условиями переработки нормальной свеклы.

6. На вакуум-фильтрах со сходящим полотном регенерацию фильтрующей ткани следует проводить горячей щелочной водой для растворения слизистого осадка.

7. II сок перед отстойниками добавлять флокулянт (0,001...0,005 % к массе свеклы), не допуская его избытка, чтобы он полностью удалился с осадком.

8. Для отстаивания сока I и II сатураций более предпочтительны отстойники с фильтрующим слоем осадка.

9. При контрольном фильтровании сока и фильтровании сиропа необходимо использовать фильтроперлит или кизельгур.

10. В фильтрованный сок I сатурации с натуральной щелочностью более 0,01 % CaO следует вводить 10...15 кг тринатрийфосфата, а при натуральной щелочности ниже 0,01 % CaO добавлять около 20 кг тринатрийфосфата и 8...10 кг кальцинированной соды на 100 т перерабатываемой свеклы. При переходе натуральной щелочности в область отрицательных величин количество соды следует увеличить из расчета 10 кг на каждую сотую процента отрицательной натуральной щелочности.

11. Продуктовое отделение перевести на работу по двухкристаллизационной схеме. Утфель I кристаллизации уваривать из профильтрованной клеровки сахара-аффинада, в которую перед уварыванием добавить тринатрийфосфат и кальцинированную соду. На подкачки использовать сироп. На уваривание утфеля II кристаллизации используют сироп, второй, первый оттеки утфеля I кристаллизации, а затем и аффинационный оттек.

12. Хороший эффект получают при использовании фермента декстраназы, добавляя ее в диффузионный сок в количестве 1 мг чистой декстраназы на 40...50 мг декстрана, содержащегося в соке, и выдерживая паузу около 10 мин при температуре не более 60 °С. При этом происходит ферментативный гидролиз декстрана, и сок потом легко фильтруется. Оптимальные условия применения декстраназы — температура 55 °С и pH 5,6.

При выполнении указанных выше мероприятий (кроме использования декстраназы) полисахариды почти не разлагаются, но, образуя с известью комплексные рыхлые соединения, они отфильтровываются, хотя и с затруднениями (*Fk* сока I сатурации 4,6). Сахар-песок получают цветностью не более 1,8 усл. ед.

Контрольные вопросы и задания

1. Перечислите основные процессы, которые включены в типовую технологическую схему очистки диффузионного сока. 2. Составьте на основе типовой схемы аппаратурно-технологическую схему для переработки свеклы, долго хранившейся и частично подпорченной. 3. Как можно охарактеризовать схему очистки сока с отделением предсатурационого осадка? В чем состоит преимущество этой схемы перед типовой? 4. Какие основные мероприятия проводят на заводе при переработке свеклы низкого качества?

Глава 9
КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ САХАРА

ЦЕЛЬ И ПРИНЦИПИАЛЬНАЯ СХЕМА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Кристаллизация — завершающий этап производства сахара. Цель кристаллизации — выделить сахар, растворенный в сиропе, в виде кристаллов. В процессе известково-углекислотной очистки из диффузионного сока удаляют около 1/3 несахаров, остальные несахара вместе с сахарозой поступают в продукционное отделение, где сироп сгущают до пересыщения и из него выкристаллизовывается сахароза, а несахара остаются в межкристальном растворе. Выделение сахарозы из раствора кристаллизацией проводят в 2 или 3 ступени. На первой ступени, когда содержание кристаллов в утфеле достигнет примерно половины (по массе), а утфель станет вязким и малоподвижным, кристаллы отделяют в поле центробежных сил, а межкристальный раствор вновь сгущают на второй ступени до пересыщения и выкристаллизовывают остальную сахарозу. Наибольшую часть сахарозы удаляют с завода вместе с отходом производства — мелассой.

Если перерабатывают свеклу повышенной сахаристости, в технологическую схему включают третью ступень кристаллизации для более полного истощения оттеков утфеля второй ступени кристаллизации.

На последней (второй или третьей) ступени кристаллизации сахарозу выкристаллизовывают, поддерживая необходимое ее пересыщение; сначала выпариванием воды в вакуум-аппарате, а затем охлаждением утфеля в утфелемешалках — кристаллизаторах. После отделения кристаллов сахарозы от межкристального раствора, содержащего почти все несахара, поступившие с сиропом, из оставшегося раствора уже невозможно на существующем оборудовании получить кристаллическую сахарозу. Поэтому оттек, полученный после центрифугирования последнего утфеля и называемый *мелассой*, удаляют как отход производства. С мелассой удаляют до 15 % сахарозы от содержания ее в перерабатываемой свекле. Кристаллизацию проводят при низких температурах кипения сахарных растворов (не более 80 °С), для этого в вакуум-аппаратах, где уваривают утфель, создают глубокое разрежение. Тем самым обеспечивается минимальное разложение сахарозы и слабое нарастание цветности.

На рис. 111 приведена принципиальная технологическая схема кристаллизации сахара в две ступени, обозначаемые соответственно I и II, по которой смесь сиропа с клеровкой после сульфитации, нагревания до 85...86 °С и фильтрования направляют на уваривание утфеля I кристаллизации до СВ 92,5...91,5 в вакуум-аппаратах, обогреваемых вторичным паром выпарной ус-

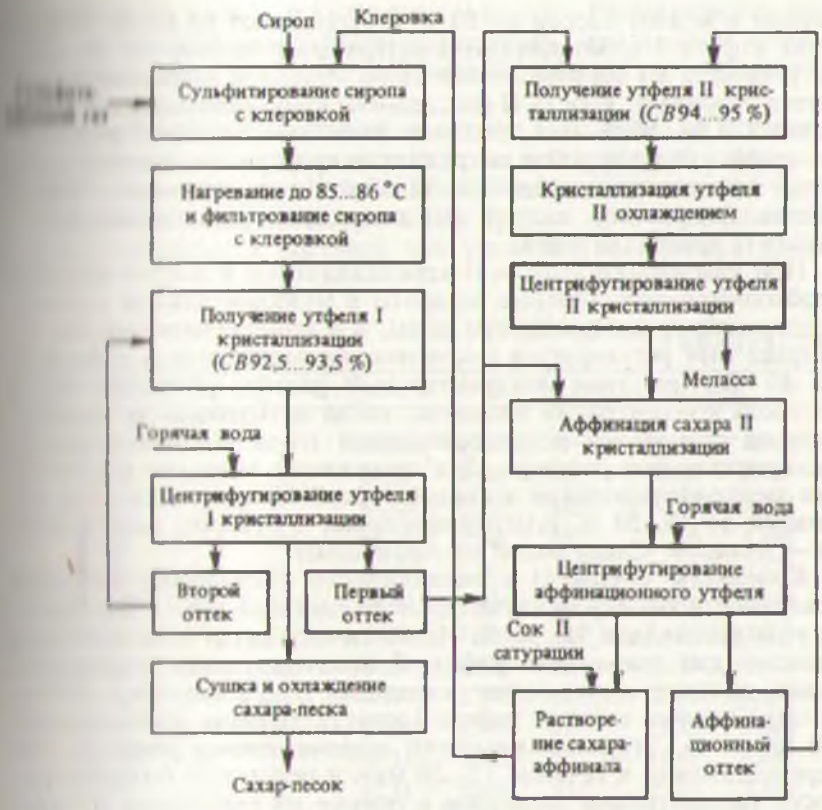


Рис. 111. Принципиальная технологическая двухкристаллизационная схема продуктового отделения

ровки. Готовый утфель выгружают в приемную утфелемешалку, а освободившийся вакуум-аппарат пропаривают паром, растворяя остатки утфеля. Полученный раствор направляют в утфелемешалку или в клеровочный аппарат.

Утфель I кристаллизации сразу же после спуска из вакуум-аппарата без охлаждения разделяют в центрифугах на сахар-песок и первый оттек. Затем слой сахара-песка промывают в центрифугах горячей водой, получая второй оттек большей чистоты по сравнению с первым оттеком, так как во втором оттеке растворяется еще и часть мелких кристаллов сахара-песка.

Влажный сахар-песок высушивают горячим воздухом в сушильной установке до содержания влаги не более 0,14 %, упако-

вывают в мешки массой по 50 кг и отправляют на склад. Второй оттек утфеля I кристаллизации возвращают на уваривание этого же утфеля, а из первого оттека этого утфеля и аффинационного оттека уваривают утфель II (последней) кристаллизации до содержания СВ 94...95 %. Для придания подвижности утфель разбавляют водой или мелассой и выгружают в кристаллизационную установку для дополнительной кристаллизации охлаждением. Туда же направляют раствор, полученный после пропаривания вакуум-аппарата II кристаллизации.

При уваривании утфеля II кристаллизации в вакуум-аппарате необходимое пересыщение сахарозы в межкристальном растворе поддерживают выпариванием воды, а в кристаллизационной установке оно регулируется постепенным охлаждением утфеля до 35...40 °С. При этом межкристальный раствор обессахаривается до такой концентрации сахарозы, когда дальнейшая ее кристаллизация становится нецелесообразной из-за высокой вязкости межкристального раствора. Для понижения вязкости и облегчения центрифугирования готовый утфель II кристаллизации нагревают до 45...50 °С и центрифугируют с отбором одного оттека — мелассы. Сахар водой не промывают.

Кристаллы сахара II кристаллизации удерживают на своей поверхности пленку межкристального раствора (до 12 %). Чистота этих кристаллов 95...96 %. Использовать сахар такого низкого качества для уваривания утфеля I кристаллизации нецелесообразно, поэтому его очищают, смешивая в аффинаторе с разбавленным первым оттеком утфеля I кристаллизации до содержания СВ 89...90 %. Эту смесь называют *аффинационным утфелем*. При перемешивании в течение 15...20 мин в результате большой разности концентрации несахаров в пленке на кристаллах и аффинирующем растворе часть несахаров из пленки переходит (аффундирует) в раствор. При этом чистота сахара повышается, а цветность снижается.

Аффинационный утфель центрифугируют, сахар промывают водой и растворяют (клеруют) в фильтрованном соке II сатурации. Сахар, выделенный из аффинационного утфеля, называют *сахаром-аффинадом*, а его раствор — *клеровкой*. Клеровку сульфитируют и подают на уваривание утфеля I кристаллизации. Аффинационный оттек и оттек, образовавшийся при промывании сахара-аффинада, соединяют вместе и направляют на уваривание утфеля II кристаллизации.

ОСНОВЫ ТЕОРИИ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ САХАРОЗЫ

Растворимость сахарозы. Сахароза хорошо растворяется в воде. Растворимость ее зависит от температуры и давления. Например, при 20 °С в 1 кг воды растворяется 1,994 кг сахарозы, а при 75 °С — 3,463 кг, т. е. в 1,74 раза больше.

Коэффициент растворимости. Растворимость сахарозы, или *коэффициент растворимости* H_0, при данной температуре выражается числом килограммов сахарозы, растворившейся в 1 кг воды.

Сахарный раствор, который содержит максимально возможное для данной температуры количество растворенной сахарозы, называется *насыщенным*. В табл. 20 приведена зависимость предельной растворимости сахарозы H_0 (кг на 1 кг воды) и содержания сахарозы в растворе СХ (мас. %) от температуры t (°С).

Таблица 20

СХ, %	H_0	t, °С	СХ, %	H_0	t, °С	СХ, %	H_0
63,69	1,754	15	65,92	1,934	42	70,40	2,378
63,74	1,758	16	66,05	1,945	43	70,60	2,401
63,79	1,761	17	66,18	1,957	44	70,80	2,425
63,84	1,765	18	66,32	1,969	45	71,00	2,448
63,89	1,769	19	66,45	1,981	46	71,20	2,473
63,93	1,774	20	66,60	1,994	47	71,41	2,498
64,01	1,779	21	66,74	2,007	48	71,62	2,523
64,08	1,784	22	66,89	2,020	49	71,83	2,549
64,14	1,789	23	67,04	2,034	50	72,04	2,576
64,22	1,794	24	67,20	2,048	51	72,25	2,603
64,29	1,800	25	67,35	2,063	52	72,46	2,631
64,37	1,806	26	67,51	2,078	53	72,67	2,659
64,40	1,809	27	67,68	2,094	54	72,89	2,688
64,47	1,815	28	67,84	2,110	55	73,10	2,718
64,55	1,821	29	68,01	2,126	56	73,32	2,748
64,63	1,827	30	68,18	2,143	57	73,54	2,779
64,72	1,834	31	68,35	2,160	58	73,76	2,811
64,81	1,842	32	68,53	2,177	59	73,98	2,843
64,90	1,849	33	68,70	2,195	60	74,20	2,876
65,00	1,857	34	68,88	2,214	61	74,42	2,910
65,10	1,866	35	69,07	2,233	62	74,65	2,944
65,21	1,875	36	69,25	2,252	63	74,87	2,979
65,32	1,884	37	69,44	2,272	64	75,09	3,015
65,43	1,893	38	69,63	2,292	65	75,32	3,052
65,55	1,903	39	69,82	2,313	66	75,54	3,089
65,67	1,913	40	70,01	2,334	67	75,77	3,127
65,79	1,923	41	70,20	2,356	68	76,00	3,166

Продолжение

t, °С	СХ, %	H_0	t, °С	СХ, %	H_0	t, °С	СХ, %	H_0
69	76,22	3,206	82	79,19	3,806	95	81,92	4,510
70	76,45	3,247	83	79,42	3,859	96	82,11	4,560
71	76,68	3,288	84	79,65	3,913	97	82,30	4,610
72	76,91	3,331	85	79,87	3,968	98	82,49	4,711
73	77,14	3,374	86	80,10	4,025	99	82,68	4,773
74	77,36	3,418	87	80,32	4,083	100	82,88	4,841
75	77,59	3,463	88	80,55	4,141	105	83,9	5,211
76	77,82	3,509	89	80,77	4,201	110	84,9	5,623
77	78,05	3,556	90	81,00	4,262	115	85,9	6,093
78	78,28	3,604	91	81,17	4,310	120	86,9	6,611
79	78,51	3,653	92	81,36	4,364	125	88,1	7,403
80	78,74	3,703	93	81,55	4,420	130	89,1	8,174
81	78,96	3,754	94	81,73	4,473	135	90,3	9,300
						140	91,4	10,631
						145	92,6	12,318

Данные о растворимости сахарозы в воде в зависимости от температуры t (в интервале 0...90 °С) с достаточной точностью описываются уравнением

$$СХ = 64{,}397 + 7{,}251 \cdot 10^{-2} t + 20{,}569 \cdot 10^{-4} t^2 - 9{,}035 \cdot 10^{-6} t^3 \quad (4$$

Растворение сахарозы в воде сопровождается гидратацией молекул. В насыщенных растворах кроме гидратной присутствует свободная вода, не входящая в состав гидратной оболочки. Чем концентрированнее раствор сахарозы, тем меньше в нем свободной воды. По теории растворов сахарозы, предложенной М. И. Даишевым, в насыщенных растворах свободные молекулы воды располагаются между крупными молекулами гидратированной сахарозы, непосредственно соприкасающимися друг с другом, так что весь объем раствора заполнен молекулами гидратированной сахарозы и свободной воды. Дальнейшего растворения кристаллической сахарозы при постоянной температуре раствора не происходит из-за того, что система гидратированная сахароза — свободная вода находится в равновесии.

С повышением температуры в растворе увеличивается средняя кинетическая энергия молекул, в результате чего в гидратной оболочке ослабляется связь между молекулами сахарозы и воды и снижается средняя степень гидратации. Пропорционально высвободившемуся количеству свободной воды растет и раствори-

сахарозы. Гидратная вода, которую часто называют связан-
, в растворимости сахарозы не участвует.

В зависимости от температуры плотность насыщенных рас-
сахарозы (г/см^3): при 20 °С — 1,3261, при 40°С — 1,3472 и
80 °С — 1,3738.

Коэффициент насыщения. Коэффициенты раство-
действительны для чистых растворов сахарозы. Но в
сахарных растворах (сок, сироп, оттеки) кроме саха-
содержатся различные несахара, большинство из которых
способствует увеличению растворимости сахарозы. В таком рас-
имеется как бы два растворителя: вода и несахара, между
ними и распределяется растворенная сахароза.

В табл. 21 приведены данные Е. В. Грута о растворимости
сахарозы в присутствии несахаров (*Н*), которые можно рассмат-
как ориентировочные. Точные же значения растворимос-
, которые необходимы для контроля процесса кристаллизации,
следует определять конкретно для каждой зоны свеклосеяния.

По теории М. И. Даишева, повышение растворимости саха-
в присутствии несахаров объясняется тем, что в насыщен-
растворе несахара занимают часть межмолекулярного объе-
и вытесняют свободную воду, давая тем самым возможность
вытесненной воде участвовать в гидратации дополнительного ко-
ства сахарозы (т. е. в ее растворимости). Эти несахара ведут
как растворитель, подобный воде. Такое положение приме-
только для несахаров, объем частиц которых значительно
межмолекулярного пространства. Несахара, обладающие
меньшим размером по сравнению с межмолекулярным простран-
, будут раздвигать молекулы сахара, увеличивая межмолеку-
ный объем и массу свободной воды в нем, что приводит к
растворимости сахарозы. При гидратации несахаров
происходит увеличение их размера, в результате чего повышается
«высаливающее» действие несахаров на сахарозу. В данном слу-
с увеличением температуры раствора степень гидратации
должна снижаться, а величина коэффициента насыщения — повы-
. Это видно на примере «высаливающего» действия ин-
ного сахара: чем больше доля инвертного сахара в массе
, тем ниже величина коэффициента насыщения. Но
нагревании, когда степень гидратации инвертного сахара
, происходит увеличение коэффициента насыщения.

При высокой концентрации несахаров в растворе, когда сте-
диссоциации электролитов незначительна и основную роль
повышении коэффициента насыщения играют недиссоциирo-
молекулы или нейтральные ассоциаты, наблюдается по-
ство коэффициента насыщения при разных температурах.
эти несахара либо не гидратированы, либо объем гидра-
несахаров не превышает межмолекулярного про-

Таблица 21

Чистота (видимая), %	H (кг/кг воды), по данным Грута, при температуре, °С										
	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80
100	2,18	2,28	2,38	2,50	2,62	2,77	2,93	3,11	3,31	3,54	3,80
97	2,15	2,25	2,35	2,47	2,59	2,73	2,89	3,08	3,28	3,51	3,77
95	2,13	2,23	2,33	2,45	2,57	2,71	2,87	3,06	3,26	3,49	3,75
94	2,13	2,22	2,32	2,44	2,56	2,71	2,86	3,05	3,25	3,48	3,74
93	2,12	2,21	2,31	2,44	2,56	2,70	2,85	3,04	3,24	3,47	3,73
92	2,11	2,21	2,31	2,43	2,55	2,69	2,84	3,03	3,23	3,47	3,73
91	2,11	2,20	2,30	2,42	2,54	2,68	2,84	3,03	3,23	3,46	3,72
90	2,10	2.20	2,30	2,42	2,54	2,68	2,83	3,02	3,22	3,46	3,72
89	2,10	2,19	2,30	2,42	2,54	2,68	2,83	3,02	3,22	3,45	3,72
88	2,10	2,19	2,29	2,42	2,53	2,68	2,83	3,02	3,22	3,45	3,72
87	2,10	2,19	2,29	2,42	2,53	2,68	2,83	3,02	3,22	3,45	3,72
86	2,10	2,19	2,29	2,42	2,53	2,68	2,83	3,02	3,22	3,46	3,72
85	2,10	2,19	2,29	2,42	2,54	2,68	2,83	3,02	3,22	3,46	3,73
84	2,10	2,20	2,30	2,42	2,54	2,69	2,84	3,03	3,23	3,47	3,74
83	2,11	2,20	2,30	2,43	2,55	2,69	2,85	3,03	3,24	3,48	3,75
82	2,11	2,20	2,30	2,43	2,55	2,70	2,86	3,04	3,24	3,50	3,77
81	2.12	2,21	2,31	2,44	2,56	2,71	2,87	3,05	3,26	3,52	3,80
80	2,12	2,22	2,32	2,45	2,58	2,72	2,88	3,06	3,27	3,54	3,83
79	2,13	2,23	2,33	2,46	2,59	2,74	2,90	3,08	3,29	3,56	3,87
78	2,14	2,23	2,34	2,47	2,61	2,75	2,91	3,10	3,30	3,59	3,92
77	2,15	2,24	2,35	2,49	2,62	2,78	2,93	3,12	3,33	3,63	3,97

Чистота (видимая), %	H (кг/кг воды), по данным Грута, при температуре, °С										
	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80
76	2,16	2,26	2,37	2,50	2,64	2,80	2,95	3,14	3,38	3,66	4,03
75	2,17	2,27	2,38	2,52	2,66	2,82	2,98	3,17	3,41	3,71	4,09
74	2,18	2,28	2,40	2,54	2,68	2,84	3,01	3,20	3,45	3,76	4,15
73	2,19	2,29	2,42	2,56	2,71	2,87	3,04	3,24	3,49	3,82	4,22
72	2,20	2,31	2,44	2,58	2,73	2,90	3,08	3,28	3,54	3,88	4,30
71	2,21	2,32	2,46	2,61	2,76	2,93	3,12	3,33	3,59	3,94	4,39
70	2,23	2,34	2,48	2,63	2,79	2,96	3,16	3,38	3,64	4,01	4,50
69	2,24	2,35	2,50	2,65	2,82	3,00	3,21	3,43	3,70		
68	2,25	2,37	2,52	2,68	2,85	3,03	3,25	3,48	3,76		
67	2,27	2,39	2,54	2,70	2,88	3,07	3,30	3,54	3,82		
66	2,28	2,40	2,56	2,73	2,91	3,11	3,35	3,60	3,90		
65	2,30	2,42	2,58	2,76	2,95	3,15	3,40	3,66	4,00		
64	2,31	2,44	2,61	2,79	2,98	3,19	3,46	3,73			
63	2,33	2,46	2,63	2,82	3,02	3,24	3,51	3,81			
62	2,34	2,48	2,65	2,85	3,06	3,29	3,58	3,89			
61	2,36	2,50	2,68	2,88	3,10	3,34	3,64	3,98			
60	2,37	2,52	2,70	2,91	3,14	3,40	3,70	4,07			

странства чистого насыщенного раствора. Таково влияние, например, KCl.

Влияние несахаров на растворимость сахарозы в воде характеризуется *коэффициентом насыщения* ($K_{нас}$), т. е. массовым отношением растворенной сахарозы в насыщенном растворе, содержащем несахара, к растворенной сахарозе в чистом насыщенном растворе при одинаковой температуре и массовой единице воды, т. е.

$$K_{нас} = H/H_0. \qquad (49)$$

Коэффициент насыщения зависит от чистоты и температуры раствора (табл. 22).

Таблица 22

Температура, °С	$K_{нас}$ сахарных растворов при истинной чистоте, %							
	81	78	75	72	69	66	63	60
30	0,91	0,93	0,95	0,98	1,01	1,05	1,09	1,14
40	0,92	0,92	0,94	0,97	1,01	1,05	1,10	1,16
50	0,94	0,95	0,97	1,01	1,05	1,10	1,17	1,23
60	0,97	0,99	1,02	1,06	1,12	1,19	1,26	1,36
70	1,00	1,03	1,07	1,13	1,20	1,29	1,38	1,50
80	1,02	1,07	1,13	1,20	1,29	1,39	1,50	1,63
90	1,02	1,08	1,17	1,25	1,35	—	—	—

О. Виклунд установил важную закономерность насыщения сахарозы в растворах, содержащих несахара. Если концентрацию несахаров выразить через отношение несахар : вода и обозначить через A, т. е.

$$A = НСХ/W, \qquad (50)$$

то функция $K_{нас} = f(A)$ не будет зависеть от температуры раствора (рис. 112).

На участке $A < 1$ данная зависимость характеризуется кривой, а $A > 1$ — прямой линией.

Данная кривая была описана уравнением Г. Вавринца

$$K_{нас} = mA + b + (1-b)e^{-cA}, \qquad (51)$$

где m — постоянная, зависящая от состава несахаров, которая представляет собой отрезок, отсекаемый на оси ординат прямолинейным участком кривой; A — отношение несахар : вода; b — тангенс угла наклона прямолинейного участка кривой; c — отрезок, отсекаемый прямой на горизонтальной линии при $K_{нас} = 1$.

Обе постоянные b и c имеют технологический смысл. Постоянная b определяет мелассообразующую способность комплекса несахаров данной мелассы. Чем больше значение b, тем круче

прямая, тем более сильны несахарообразователи содержатся в комплексе несахаров. Постоянная *c* характеризует «высаливающую» способность комплекса несахаров мелассы и показывает, ниже какого значения *A* может проявляться «высаливающее» действие несахара.

Изображаемая на рис. 112 зависимость коэффициента насыщения от отношения несахар : вода наиболее характерна для кристаллизации сахарозы в условиях уваривания и охлаждения сахарного утфеля, когда чистота межкристального раствора понижается от 95 до 80 %, а коэффициент насыщения изменяется от 1 до 1,2...1,3.

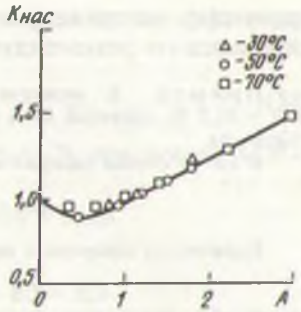


Рис. 112. Зависимость коэффициента насыщения от отношения несахар : вода

К о э ф ф и ц и е н т п е р е с ы щ е н и я . Раствор, содержащий больше растворенной сахарозы, чем насыщенный в данных условиях, называется *пересыщенным*. Структура пересыщенных растворов отличается от насыщенных тем, что в пересыщенных растворах недостает свободной воды для заполнения всего объема между молекулами сахарозы, в результате чего в них образуются пустоты, объем которых с ростом пересыщения увеличива-

Пересыщение сахарозы в растворах в процессе кристаллизации поддерживается путем выпаривания воды в вакуум-аппаратах или за счет охлаждения в мешалках-кристаллизаторах.

Число, показывающее, во сколько раз больше растворено сахарозы в данном растворе по сравнению с насыщенным раствором при одинаковых температуре и чистоте, называется *истинным коэффициентом пересыщения* ($K_{пер}$):

$$K_{пер} = H_1/H, \qquad (52)$$

где H_1 — масса сахарозы, растворенной в единице воды в пересыщенном растворе, содержащем несахара.

Если в знаменатель вместо H подставить H_0, как это делают иногда в технических расчетах, то получим видимый коэффициент пересыщения $K_{пер} = H_1/H_0$.

При оценке процесса уваривания утфеля I кристаллизации видимый коэффициент пересыщения — достаточно достоверный показатель, так как мало отличается от истинного коэффициента пересыщения. Но в утфелях II и III кристаллизаций, где чистота межкристального раствора ниже 80 %, значения видимого и истинного коэффициентов пересыщения сахарозы будут различными, и пользоваться видимым коэффициентом пересыщения в

расчетах, например, движущей силы или продолжительности процесса не рекомендуется.

Пример. В межкристальном растворе утфеля I кристаллизации СВ = 81,7 %, чистотой 84 % и t = 75 °С определить видимый коэффициент пересыщения.

В 100 кг оттека содержится воды

$$100 - СВ = 100 - 81{,}7 = 18{,}3 \text{ кг}.$$

Количество сахарозы в нем

$$СХ = СВ \cdot Ч/100 = 81{,}7 \cdot 84/100 = 68{,}63 \text{ кг}.$$

В 1 кг воды растворится сахарозы $H_1 = 68{,}63/18{,}3 = 3{,}7503$. При коэффициенте растворимости сахарозы $H_0 = 3{,}463$, определяемом по табл. 20, и $Ч$ = видимый коэффициент пересыщения межкристального раствора

$$K_{пер} = H_1/H_0 = 3{,}7503/3{,}463 = 1{,}083.$$

Зная основные параметры утфеля (СВ, $Ч$, t) и коэффициент пересыщения межкристального раствора, можно определить в нем массу растворенной и кристаллической сахарозы и другие показатели.

Пример. Содержание сухих веществ в утфеле в конце процесса уваривания 92 %, сахарозы 86 %, чистота 93,3 %, температура 75 °С, коэффициент пересыщения 1, коэффициент пересыщения 1,08. Определить состав межкристального раствора.

В 100 кг утфеля содержится 100 − 92 = 8 кг воды. При растворимости H_0 = 3,463 в 8 кг воды будет растворено 3,463 · 1 · 1,08 · 8 = 29,92 кг сахарозы. Кристаллов в утфеле содержится 86 − 29,92 = 56,08 кг.

Состав межкристального раствора: сахарозы 29,92 кг; несахаров 92 − 86 = 6 кг; СВ = 29,92 + 6 = 35,92 кг; $Ч$ = (29,92/35,92)100 = 83,3 %; масса раствора 35,92 + 8 = 43,92 кг.

В данном примере из 86 кг сахарозы (на 100 кг утфеля) кристаллизовывается 56,08 кг, или (56,08/86) · 100 = 65,2 %. Эту величину называют *эффективностью кристаллизации*.

Но на сахарных заводах эффективностью кристаллизации принято считать разность чистоты продуктов, поступающих на кристаллизацию, и межкристального раствора утфеля в конце кристаллизации (в нашем примере 93,3 − 83,3 = 10 %).

Коэффициент пересыщения раствора сахарозы можно вычислить, зная чистоту, температуру и содержание СВ в нем, по уравнению

$$K_{пер} = Ч \cdot СВ \cdot 0{,}01/[H(100 - СВ], \qquad (51)$$

где H — коэффициент растворимости сахарозы в присутствии несахаров, кг/кг воды.

Значение H можно заменить произведением коэффициента

растворимости сахарозы в чистых растворах на коэффициент насыщения:

$$H = H_0 K_{нас}. \quad (54)$$

Пример. Для мелассы с содержанием СВ = 83 %, при чистоте 62 % и температуре 45 °С коэффициент пересыщения

$$K_{пер} = 62 \cdot 83 : 0{,}01/[2{,}85(100 - 83)] = 1{,}062.$$

Величину H = 2,85 взяли из табл. 21.

Тепловое объемное расширение. Сахарсодержащие растворы подвержены тепловому расширению, которое в основном зависит от температуры (табл. 23).

Таблица 23

Содержание сухих веществ, %	Объем раствора сахарозы после нагревания 100 см³ до температуры, °С				
	20	40	60	80	100
0	100,0	100,6	101,5	102,7	104,1
15	100,0	100,6	101,6	102,8	104,2
30	100,0	100,7	101,7	102,8	104,1
60	100,0	100,8	101,7	102,8	103,9
75	100,0	100,8	101,7	102,8	103,7

Скорость кристаллизации сахарозы. Насыщенные растворы сахарозы с коэффициентом пересыщения $K_{пер} = 1$ весьма устойчивы, кристаллы в них не растут и не растворяются. Такие растворы называются *стабильными*. На рис. 113 они характеризуются кривой насыщения (растворимости).

В определенном интервале пересыщения (1,03...1,2) в чистых растворах, где кроме гидратированных молекул сахарозы присутствует некоторое количество свободной воды, самопроизвольное зарождение кристаллов маловероятно. Но кристаллизация избыточной сахарозы на поверхности кристаллов, внесенных извне, возможна, так как при этом система переходит в более устойчивое тер-

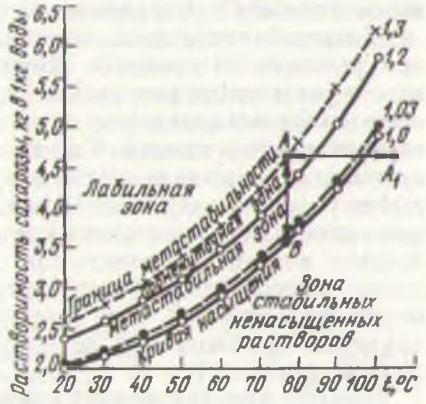


Рис. 113. Кривые растворимости сахарозы в насыщенных и пересыщенных водных растворах в зависимости от температуры

модинамически насыщенное состояние. Это — *метастабил* растворы.

При больших пересыщениях ($K_{пер} > 1,3$) начинает ощущ недостаток свободной воды для полной гидратации молекул харозы, поэтому среди них появляются молекулы с низкой пенью гидратации, способные образовывать дозародышевы социаты — аморфные частицы, напоминающие укрупненные лекулы. Возникновение центров кристаллизации мо представить как процесс постепенного укрупнения дозарод вых комплексов, не имеющих кристаллической решетки. С личением пересыщения раствора интенсивность образования социатов увеличивается, что приводит к образованию квазик таллов. Они, в свою очередь, при благоприятных усло достигнув определенного предела, будут служить центрами кр таллизации сахарозы.

Таким образом, в пересыщенных растворах ($K_{пер} > 1,3$) только растут кристаллы, но и зарождаются новые. Эти раст называются *лабильными* или *неустойчивыми*. В интер $K_{пер} = 1,2...1,3$ находится промежуточная зона.

Расстояние по вертикали между границей метастабильност линией насыщения (линия *AB*) называется *шириной метаст бильной зоны* (см. рис. 113). Чем шире метастабильная зона, устойчивее растворы данного вещества. В присутствии несахар границы метастабильной зоны сахарных растворов расширя по сравнению с чистыми растворами сахарозы.

Разность концентраций сахарозы в пересыщенном и нас щенном растворах является движущей силой процесса крист лизации: чем больше истинный коэффициент пересыщения, выше скорость кристаллизации сахарозы.

Метастабильная зона пересыщения имеет важное практич кое значение. В процессе кристаллизации стараются поддерж вать пересыщение в пределах этой зоны, чтобы исключить само произвольное зарождение кристаллов и обеспечить наращивани имеющихся зародышей. Так как растворимость сахарозы в при сутствии несахаров выше, чем в чистых растворах, то при уваре вании утфеля в вакуум-аппарате, когда в результате кристалли ции сахарозы чистота межкристального раствора понижается процесс следует проводить при постепенно повышающемся ви димом пересыщении (истинное пересыщение сохраняется при мерно постоянным). При кристаллизации сахара в процессе о лаждения необходимую величину пересыщения поддерживают снижая температуру.

Процесс кристаллизации сахарозы состоит в основном из двух основных стадий: зарождения центров кристаллизации и нара щивания этих зародышей с определенной скоростью. Центры кристаллизации создаются искусственно: в сгущенный до ла бильного состояния ($K_{пер} = 1,25...1,3$) сахарный раствор вводятся

...измельченная, просеянная через сито сахарная пудра, кото... ...вводится импульсом (*затравкой*) для возникновения во всем ... раствора новых центров кристаллизации. Зарождение ... происходит в системе неодновременно, так как ско... ...образования зародышей — функция продолжительности ...

На второй стадии процесса происходит только наращивание ...шихся зародышей с максимальной скоростью, появле... ...ее новых центров кристаллизации в этот момент нежела... ...Для этого необходимо коэффициент пересыщения меж... ...раствора поддерживать в оптимальном интервале. ...коэффициент пересыщения выше оптимального, то наряду ...ющимися будут зарождаться новые кристаллы, в результате ...получится утфель низкого качества с разнородными крис... ...Но при очень малом коэффициенте пересыщения ско... ...кристаллизации сахарозы будет низкой, увеличится про... ...ность процесса и снизится производительностьваку... ...аппарата.

Теория роста кристаллов сахарозы основана на учении о гете... ...процессах и заключается в следующем. В процессе ... кристаллы окружены слоем пересыщенного межкристаль... ...раствора толщиной δ, который называется *пограничным*. ...молекул сахарозы из этого слоя быстро выкристаллизо... ...на поверхности кристаллов, и раствор переходит в ста... ...пересыщения с концентрацией сахарозы $C_{нас}$. Но на некотором ...от граней кристаллов в окружающем растворе сохраня... ...пересыщение с концентрацией сахарозы $C_{пер}$ (рис. 114).

...действие разности концентраций $C_{пер} - C_{нас}$ сахароза диф... ...через пограничный слой раствора δ. Приблизившись ...кристаллов, молекулы сахарозы переходят в кристалли... ...решетку (фазовый переход). Следовательно, скорость ...кристаллов обусловлена скоростью диффузии сахарозы и ...скоростью фазового перехода на границе раздела фаз. Если ско... ...фазового перехода намного выше скорости диффузии саха... ...то определяющей (лимитирующей) стадией процесса крис... ...сахарозы станет ее диффузия. Для данного случая ...рость роста кристаллов сахарозы можно выразить уравнением

$$dS/d\tau = DF(C_{пер} - C_{нас})/\delta, \qquad (55)$$

...$dS/d\tau$ — количество сахарозы, выкристаллизовав... ...в единицу времени; D — коэффициент диффу... ...сахарозы; F — площадь поверхности кристаллов, на ...выкристаллизовывается сахароза; $C_{пер}$, $C_{нас}$ — ...соответственно концентрации сахарозы в объеме пере...



Рис. 114. Модель кристалла сахарозы, окруженного слоем жидкой фазы толщиной δ

сыщенного раствора и у поверхности кристалла (последняя величина принимается равной концентрации насыщенного раствора); δ — толщина слоя раствора, граничащего с кристаллом, в котором концентрация изменяется от $C_{пер}$ до $C_{нас}$.

Интегрируя уравнение (55), получим

$$S = D(C_{пер} - C_{нас})F\tau/\delta. \quad (56)$$

Из уравнения (56) видно, что масса выкристаллизовавшейся сахарозы S пропорциональна: разности концентраций сахарозы в растворе, омывающем кристаллы, и в растворе у поверхности кристаллов $C_{пер} - C_{нас}$; суммарной поверхности кристаллов F; длительности процесса τ; величине коэффициента диффузии D; обратно пропорциональна пути диффундирования δ.

Разделив обе части уравнения (56) на F и τ, получим уравнение для удельной скорости кристаллизации или коэффициента массопереноса K, под которым понимают массу сахарозы (кг), кристаллизующейся за 1 мин на 1 м^2 поверхности кристаллов:

$$S/F\tau = K = D(C_{пер} - C_{нас})/\delta. \quad (57)$$

Уравнение (57) не может быть использовано для количественной оценки процесса кристаллизации ввиду отсутствия данных о толщине пограничного слоя δ, методика определения которой очень сложная. Поэтому, основываясь на аналогии кристаллизации сахарозы с процессами теплопередачи, толщину пленки на кристалле с учетом ламинарного характера обтекания его при падении в пересыщенном растворе принимаем пропорциональной отношению

$$\delta \sim (\mu/v)^{0,5}, \quad (58)$$

где μ — вязкость насыщенного раствора, соприкасающегося с кристаллом; v — скорость движения кристалла в вязкой жидкости.

По закону Стокса $v = 1/\mu$, а по Эйнштейну зависимость коэффициента диффузии от абсолютной температуры T и вязкости имеет вид

$$D = kT/\mu, \quad (59)$$

где k — некоторая постоянная величина, зависящая от природы диффундирующего вещества.

Тогда, подставляя

$$\delta = (\mu/v)^{0,5} = [\mu/(1/\mu)]^{0,5} = (\mu^2)^{0,5} \text{ и } D = kT/\mu$$

в уравнение (57), получим

$$K = \frac{kT(C_{пер} - C_{нас})}{\mu(\mu^2)^{0,5}} = \frac{kT(C_{пер} - C_{нас})}{\mu^2}. \quad (60)$$

При μ^2 значение коэффициента k равно 2318. Отсюда уравнение (60) примет вид

$$K = 2318T(C_{пер} - C_{нас})/\mu^2, \quad (61)$$

K — скорость кристаллизации сахарозы, мг/(м^2 · мин); T — абсолютная температура, К; $(C_{пер} - C_{нас})$ — разность концентраций, г на 100 г раствора; μ — динамическая вязкость насыщенного раствора при данной температуре, мПа · с.

Уравнение (61) применимо для качественной оценки роста кристаллов сахарозы в растворах, хотя и не совсем удовлетворительно описывает зависимость скорости массопередачи от вязкости, особенно в области высоких концентраций несахаров.

Суммарная скорость кристаллизации K — средняя величина, которая складывается из скоростей кристаллизации на отдельных гранях кристалла, обусловленных некоторым различием концентраций $(C_{пер} - C_{нас})$ в пограничном слое над этими гранями. Если скорость кристаллизации сахарозы на всех гранях была бы одинаковой, то кристаллы приобретали бы шарообразную форму.

ВЛИЯНИЕ НЕКОТОРЫХ ФАКТОРОВ НА РОСТ КРИСТАЛЛОВ

Проанализируем влияние отдельных факторов, обобщенных уравнением (61), на скорость кристаллизации сахарозы.

Пересыщение. Из уравнения (61) видно, что движущей силой кристаллизации сахарозы является избыточное пересыщение. Скорость кристаллизации пропорциональна избыточной концентрации сахарозы над концентрацией насыщения $C_{пер} - C_{нас}$ или ее пропорциональна избыточному пересыщению, выраженному разностью $(K_{пер} - 1)$.

Пример. В двух растворах коэффициенты пересыщения были разные: 1,12 и 1,06. При избыточном пересыщении (1,12 − 1 = 0,12) и (1,06 − 1 = 0,06) скорость кристаллизации в первом растворе будет в 2 раза больше, чем во втором, так как 0,12/0,06 = 2.

Температура и вязкость. С увеличением (до определенного предела) абсолютной температуры T, входящей в числитель уравнения (61), происходит уменьшение вязкости насыщенного раствора, соприкасающегося с кристаллами, и толщины неподвижного пограничного слоя δ, в результате чего скорость кристаллизации сахарозы повышается. Например, для чистых сахарных растворов экспериментально установлено, что при постоянном пересыщении раствора с повышением температуры на 10 °С скорость кристаллизации сахарозы увеличивается почти в 2 раза. Вязкость чистых растворов сахарозы зависит только от ее концентрации и температуры (табл. 24).

Таблица 24

Концентрация сахарозы, %	Вязкость водных растворов сахарозы (мПа · с) при температуре, °С																
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80
20	3,782	3,137	2,642	2,254	1,945	1,695	1,493	1,325	1,184	1,07	0,97	0,88	0,81	0,74	0,68	0,63	0,59
21	3,977	3,293	2,768	2,357	2,031	1,769	1,555	1,379	1,231	1,11	1,00	0,91	0,84	0,77	0,71	0,65	0,61
22	4,187	3,460	2,904	2,469	2,124	1,846	1,622	1,436	1,281	1,15	1,04	0,95	0,87	0,79	0,73	0,68	0,63
23	4,415	3,642	3,050	2,589	2,224	1,931	1,692	1,497	1,333	1,20	1,09	0,98	0,90	0,82	0,76	0,70	0,65
24	4,661	3,838	3,208	2,719	2,331	2,021	1,769	1,563	1,390	1,25	1,13	1,02	0,93	0,85	0,79	0,73	0,67
25	4,931	4,051	3,380	2,859	2,447	2,118	1,852	1,634	1,451	1,30	1,17	1,06	0,97	0,89	0,82	0,75	0,70
26	5,223	4,282	3,565	3,010	2,573	2,223	1,941	1,709	1,516	1,36	1,22	1,11	1,01	0,92	0,85	0,78	0,72
27	5,542	4,533	3,767	3,175	2,708	2,336	2,037	1,791	1,587	1,42	1,28	1,16	1,05	0,96	0,88	0,81	0,75
28	5,889	4,807	3,986	3,352	2,855	2,459	2,140	1,880	1,663	1,49	1,34	1,21	1,10	1,00	0,92	0,85	0,78
29	6,271	5,107	4,225	3,546	3,015	2,592	2,251	1,974	1,744	1,56	1,40	1,26	1,14	1,04	0,96	0,88	0,81
30	6,692	5,435	4,487	3,757	3,187	2,735	2,373	2,078	1,833	1,64	1,47	1,32	1,20	1,09	1,00	0,92	0,85
31	7,148	5,794	4,772	3,988	3,376	2,892	2,504	2,188	1,927	1,71	1,54	1,38	1,31	1,14	1,04	0,96	0,88
32	7,653	6,187	5,084	4,239	3,581	3,062	2,645	2,306	2,029	1,80	1,61	1,45	1,35	1,19	1,09	1,00	0,92
33	8,214	6,623	5,428	4,515	3,806	3,246	2,799	2,437	2,141	1,89	1,69	1,52	1,37	1,25	1,14	1,04	0,96
34	8,841	7,106	5,808	4,818	4,052	3,448	2,967	2,578	2,260	2,0	1,78	1,60	1,44	1,31	1,19	1,09	1,00
35	9,543	7,645	6,230	5,154	4,323	3,670	3,150	2,732	2,390	2,11	1,87	1,67	1,51	1,37	1,25	1,14	1,05
36	10,31	8,234	6,693	5,524	4,621	3,914	3,353	2,901	2,532	2,23	1,98	1,76	1,59	1,44	1,31	1,19	1,10
37	11,19	8,904	7,212	5,933	4,950	4,182	3,573	3,083	2,687	2,36	2,09	1,86	1,67	1,51	1,37	1,25	1,15
38	12,17	9,651	7,791	6,389	5,315	4,476	3,815	3,285	2,856	2,51	2,21	1,97	1,76	1,59	1,44	1,31	1,20
39	13,27	10,49	8,436	6,895	5,718	4,803	4,082	3,506	3,039	2,67	2,35	2,08	1,86	1,67	1,52	1,38	1,26
40	14,55	11,44	9,166	7,463	6,167	5,164	4,375	3,747	3,241	2,84	2,49	2,21	1,97	1,76	1,60	1,45	1,32
41	16,00	12,53	9,992	8,102	6,671	5,565	4,701	4,014	3,461	3,02	2,65	2,34	2,08	1,86	1,68	1,53	1,39
42	17,67	13,76	10,93	8,821	7,234	6,014	5,063	4,330	3,706	3,23	2,82	2,49	2,21	1,97	1,77	1,61	1,46
43	19,58	15,17	11,98	9,630	7,867	6,515	5,467	4,679	3,977	3,45	3,01	2,65	2,35	2,09	1,88	1,69	1,54
44	21,76	16,79	13,20	10,57	8,579	7,077	5,917	5,064	4,277	3,71	3,23	2,85	2,54	2,27	2,04	1,84	1,68

Концентрация сахарозы, %	Вязкость водных растворов сахарозы (мПа · с) при температуре, °С																
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80
45	24,29	18,60	14,55	11,59	9,383	7,710	6,421	5,412	4,611	3,98	3,46	3,02	2,66	2,36	2,11	1,90	1,71
46	27,22	20,72	16,11	12,77	10,30	8,423	6,988	5,869	4,983	4,29	3,71	3,24	2,85	2,52	2,25	2,01	1,82
47	30,60	23,15	17,91	14,12	11,33	9,231	7,628	6,381	5,400	4,64	4,00	3,48	3,05	2,70	2,40	2,14	1,93
48	34,56	25,99	19,98	15,67	12,51	10,15	8,350	6,960	5,868	5,01	4,32	3,75	3,28	2,89	2,56	2,29	2,05
49	39,22	29,30	22,39	17,47	13,87	11,20	9,171	7,613	6,395	5,45	4,68	4,05	3,53	3,10	2,74	2,44	2,19
50	44,74	33,18	25,21	19,53	15,43	12,40	10,11	8,358	6,991	5,94	5,07	4,38	3,81	3,34	2,94	2,61	2,34
51	51,29	37,76	28,48	21,94	17,24	13,78	11,18	9,203	7,669	6,49	5,52	4,75	4,12	3,60	3,17	2,81	2,50
52	59,11	43,18	32,34	24,76	19,34	15,37	12,41	10,17	8,439	7,11	6,03	5,16	4,47	3,89	3,42	3,02	2,69
53	68,51	49,64	36,91	28,08	21,79	17,23	13,84	11,28	9,321	7,83	6,61	5,64	4,87	4,23	3,70	3,26	2,89
54	79,92	57,42	42,38	32,00	24,68	19,39	15,49	12,57	10,34	8,63	7,27	6,18	5,30	4,60	4,01	3,52	3,12
55	93,86	66,82	48,90	36,65	28,07	21,93	17,42	14,06	11,50	9,57	8,02	6,79	5,81	5,01	4,36	3,82	3,37
56	111,0	78,27	56,79	42,23	32,12	24,92	19,68	15,80	12,86	10,7	8,88	7,50	6,38	5,49	4,76	4,16	3,66
57	132,3	92,35	66,39	48,96	36,95	28,48	22,35	17,83	14,44	11,9	9,88	8,30	7,04	6,03	5,20	4,54	3,98
58	159,0	109,5	78,15	57,12	42,78	32,73	25,51	20,22	16,29	13,4	11,1	9,22	7,80	6,65	5,72	4,97	4,34
59	192,5	131,5	92,70	67,12	49,84	37,83	29,28	23,06	18,46	15,1	12,4	10,3	8,65	7,36	6,30	5,45	4,75
60	235,7	159,1	110,9	79,49	58,49	44,03	33,82	26,46	21,04	17,0	14,0	11,6	9,66	8,17	6,98	6,00	5,20
61	291,6	194,2	133,8	94,91	69,16	51,60	39,32	30,53	24,11	19,4	15,8	13,0	10,9	9,11	7,75	6,64	5,74
62	364,6	239,5	163,0	114,3	82,42	60,92	46,02	35,45	27,80	22,2	17,9	14,8	12,2	10,2	8,63	7,38	6,35
63	461,6	298,6	200,4	138,9	99,08	72,49	54,27	41,46	32,26	25,6	20,5	16,7	13,8	11,5	9,68	8,23	7,05
64	591,5	376,5	249,0	170,4	120,1	87,00	64,48	48,84	37,69	29,7	23,7	19,1	15,7	13,0	10,9	9,21	7,87
65	767,7	480,7	313,1	211,3	147,2	105,4	77,29	57,97	44,36	34,7	27,5	22,0	17,9	14,8	12,4	10,4	8,81
66	1013	621,9	398,5	264,9	182,0	128,8	93,45	69,40	52,61	40,8	32,1	25,5	20,6	16,9	14,1	11,8	9,93
67	1355	816,1	513,7	336,3	227,8	159,1	114,1	83,82	62,94	84,4	37,7	29,8	23,9	19,4	16,1	13,4	11,3
68	1846	1088	672,1	432,6	288,5	198,7	140,7	102,3	75,97	57,8	44,7	35,1	27,9	22,6	18,4	15,3	12,8
69	2561	1476	892,5	564,0	370,1	251,1	175,6	126,0	92,58	69,8	53,3	41,6	32,9	26,3	21,4	17,6	14,7

Продолжение

Концентрация сахарозы, %	Вязкость водных растворов сахарозы (мПа · с) при температуре, °С																
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80
70	3628	2038	1206	746,9	481,6	321,6	221,6	157,0	114,0	48,9	64,4	49,7	39,0	31,0	25,0	20,4	16,8
71	5253	2871	1658	1006	636,3	417,8	283,4	198,0	142,0	105	78,4	59,9	46,6	36,7	29,4	23,8	19,5
72	7792	4136	2329	1379	854,9	551,0	367,6	253,0	178,9	131	96,5	73,0	56,1	43,9	34,9	28,0	22,8
73	11876	6103	3340	1929	1170	738,9	484,3	327,9	228,5	165	121	89,7	68,4	52,9	41,7	33,3	26,9
74	18639	9245	4906	2759	1631	1009	648,5	431,6	296,0	209	152	112	84,1	64,6	50,3	39,9	32,0
75	30207	14428	7402	4039	2328	1405	884,8	577,4	389,5	271	193	141	105	79,6	61,4	48,2	38,3
76	—	22900	11400	5960	3390	—	1270	—	535	—	247	—	131	—	76,7	—	45,9
77	—	37800	18200	9440	5010	—	1800	—	735	—	324	—	170	—	95,5	—	56,2
78	—	66500	30700	15400	7870	—	2680	—	1050	—	441	—	221	—	122	—	70,5
79	—	$1{,}18\times10^5$	52500	25100	12400	—	4010	—	1500	—	603	—	292	—	156	—	88,5
80	—	$2{,}2\times10^5$	93300	43200	20700	—	6280	—	2250	—	855	—	394	—	203	—	114
81	—	$4{,}4\times10^5$	$1{,}8\times10^5$	78600	35700	—	$1{,}0\times10^4$	—	3450	—	1240	—	547	—	272	—	151
82	—	$9{,}2\times10^5$	$3{,}5\times10^5$	$1{,}9\times10^5$	64700	—	$1{,}7\times10^4$	—	5550	—	1860	—	773	—	373	—	204
83	—	$2{,}0\times10^6$	$7{,}5\times10^5$	$3{,}0\times10^5$	$1{,}2\times10^5$	—	$3{,}0\times10^4$	—	9230	—	2880	—	1140	—	519	—	283
84	—	$4{,}8\times10^6$	$1{,}7\times10^6$	$6{,}4\times10^5$	$2{,}5\times10^5$	—	$5{,}5\times10^4$	—	$1{,}6\times10^4$	—	4700	—	1720	—	773	—	404
85	—	$1{,}2\times10^7$	$4{,}2\times10^6$	$1{,}5\times10^6$	$5{,}4\times10^5$	—	$1{,}1\times10^5$	—	$3{,}0\times10^4$	—	8000	—	2740	—	1170	—	598
86	—	$2{,}9\times10^7$	$9{,}4\times10^6$	$3{,}2\times10^6$	$1{,}1\times10^6$	—	$2{,}1\times10^5$	—	$5{,}3\times10^4$	—	$1{,}3\times10^4$	—	4230	—	1730	—	857

вязкость играет значительную роль в кристаллизации сахарозы и осуществлении других технологических процессов. Для чистых растворов сахарозы в интервале концентраций от границы насыщения до 86 % СВ Л. А. Сапронова вывела математическую зависимость вязкости (μ) от температуры (T) и концентрации сухих веществ (v), выраженной в мольных долях:

$$\lg \mu = -0{,}1 + \frac{v}{19{,}147T}(176\,326 - 1{,}4303 \cdot 10^8 \frac{T - T_0}{T^2}), \qquad (62)$$

где T_0 — абсолютный нуль (−273,15 °С); T — температура раствора, К.

Уравнение (62) было преобразовано в номограмму (рис. 115), построенную в координатах $\lg \mu = f(v)$. Для удобства практического применения на абсциссе, кроме v, приведена шкала СВ в %, а на ординате — вязкость μ (мПа · с). Пунктиром показана область насыщения растворов.

В производстве приходится иметь дело с техническими растворами (оттеки, меласса и др.), вязкость которых несколько отличается от вязкости чистых растворов сахарозы. Поэтому Бэр предложила оригинальную методику, по которой, пользуясь данной номограммой, по одному измерению вязкости технического сахарсодержащего продукта на вискозиметре можно определить его вязкость в других условиях, например при изменении температуры продукта (вариант 1-й) или концентрации СВ (вариант 2-й), а также при одновременном изменении СВ и температуры (вариант 3-й).

Чтобы наглядно проиллюстрировать правила пользования номограммой, воспользуемся упрощенным схематическим рис. 116 с теми же координатами, что и на рис. 115. Например, в анализируемом продукте при определенных температуре t_1 и концентрации сухих веществ $СВ_1$ измеряем вязкость и на ординате наносим это значение вязкости (точка μ_1). От этой точки проводим горизонтальную линию до пересечения сначала с изотермой t_1 (точка a_1), а затем с вертикальной линией, соответствующей концентрации $СВ_1$ (точка b_2). Отрезок a_1b_2 показывает одинаковую вязкость при содержании сухих веществ в чистом ($СВ_0$) и техническом ($СВ_1$) растворах, а отрезок b_1b_2 — разность вязкости чистого (точка b_1) и технического (точка b_2) сахарсодержащих растворов при одинаковых температуре и концентрации СВ. Следовательно, при одинаковом содержании $СВ_1$ вязкость технического раствора будет равна μ_1, а чистого раствора — μ_0.

В дальнейшем точкой пересечения с изотермой (a_1) будем пользоваться для определения вязкости при других температурах, а точкой пересечения с ординатой, соответствующей концентрации $СВ_1$ (точкой b_2), — для определения вязкости при других значениях концентраций СВ.

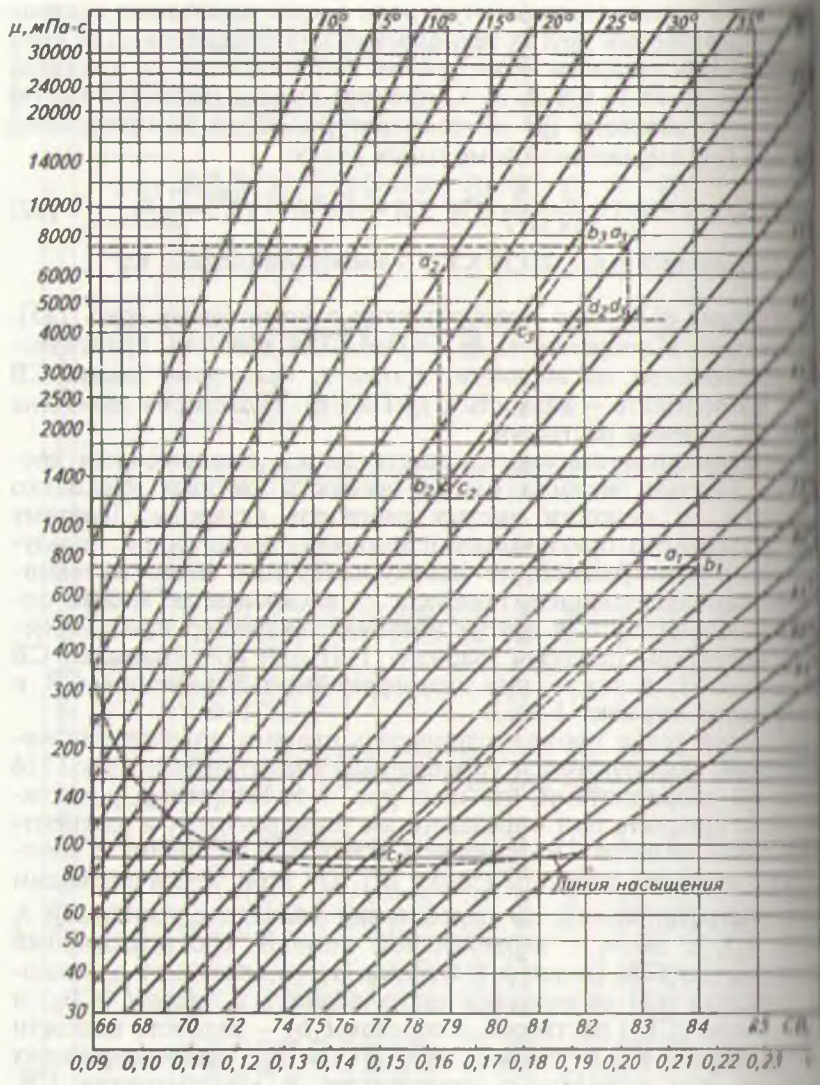


Рис. 115. Номограмма вязкости насыщенных и пересыщенных растворов сахарозы

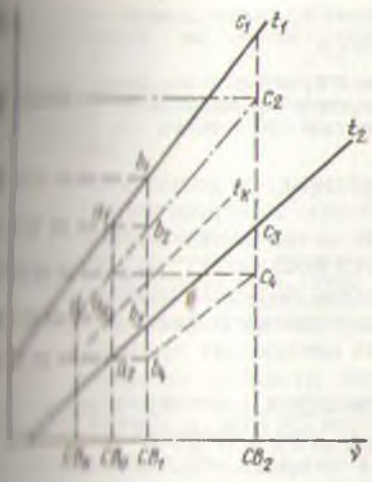


Рис. 116. Схема определения вязкости [illegible] сахарных растворов

Чтобы узнать, какова будет вязкость технического раствора при неизменном содержании $СВ_1$, но другой температуре t_2, например, большей, чем t_1 (вариант 1), из точки a_1 опускаем вспомогательную вертикальную линию до пересечения с изотермой t_2 (точка a_2). Это и есть искомая вязкость μ_2.

При определении вязкости технического раствора с меньшей температурой, чем t_1, из точки a_1 проводим вверх вспомогательную линию до пересечения с соответствующей изотермой.

Если же температура t_1 постоянна, а содержание сухих веществ изменяется от $СВ_1$ до $СВ_2$ (вариант 2), то [illegible] точку b_2 проводим вверх дополнительную изотерму до [illegible] с линией $СВ_2$ (точка c_2) и на ординате считываем [illegible] искомой вязкости μ_2 при $СВ_2$.

[illegible] необходимо определить вязкость технического раствора [illegible] изменяющихся температурах от t_1 до t_2, содержании сухих [illegible] от $СВ_1$ до $СВ_2$ (вариант 3), сначала определяем вязкость [illegible] t_2, как в варианте 1, а затем из точки a_2 проводим горизонт[illegible] до пересечения с $СВ_1$ (точка b_4), а через точку b_4 — дополнительную изотерму до пересечения с ординатой $СВ_2$ (точка c_4). [illegible] точки c_4 считываем значение искомой вязкости μ_2.

[illegible] необходимо понизить вязкость от μ_1 до заданной конечной [illegible] $\mu_к$, продукт разбавляют водой или менее концентрированным раствором до содержания $СВ_к$ либо нагревают до [illegible] $t_к$. При условии разбавления продукта из точки μ_1 [illegible] горизонтальную линию до пересечения с линией $СВ_1$ [illegible] продукте (точка b_2) и на пересечении дополнительной изотермы, проходящей через точку b_2, с линией, соответствующей заданной конечной вязкости $\mu_к$, находим точку d. Эта [illegible] показывает то значение содержания сухих веществ $СВ_к$, до [illegible] надо разбавить исходный продукт, чтобы получить необходимую вязкость $\mu_к$.

При определении массы разбавителя m_2, необходимого для [illegible] конечного содержания сухих веществ в продукте [illegible], используемся уравнением

$$m_2 = \frac{m_1 (СВ_1 - СВ_к)}{СВ_к - СВ_2},$$

где m_1 — масса разбавляемого продукта, т; $СВ_1$ и $СВ_2$ — содержание сухих веществ соответственно в разбавляемом продукте и в разбавителе, %. При использовании воды в качестве разбавителя принимаем $СВ_2 = 0$.

Если конечная вязкость $\mu_к$ достигается нагреванием, то от точки a_1 опускаем вертикальную линию до пересечения с линией, соответствующей $\mu_к$ (точка a_0). Эта точка располагается на вспомогательной изотерме, т. е. эта точка показывает, до какой температуры следует нагреть продукт, чтобы получить вязкость $\mu_к$.

Решение практических задач с использованием номограммы (см. рис. 115) проиллюстрируем на следующих примерах.

Пример 1. Вязкость первого оттека утфеля I кристаллизации чистотой 81 %, температурой 70 °С и СВ = 84 % была 756 мПа · с. Следует определить вязкость оттека после разбавления его водой до СВ = 77 %.

Из точки, равной вязкости 756 мПа · с, на ординате проводим горизонтальную линию до пересечения с изотермой 70 °С (точка a_1) и далее до пересечения с линией СВ = 84 % (точка b_1). Затем по дополнительной изотерме, проходящей через точку b_1, спускаемся до пересечения с линией СВ = 77 % (точка c_1) и по ординате считываем искомую вязкость, равную 90 мПа · с. Фактическая вязкость чистого раствора сахарозы, вычисленная по уравнению (62) при параметрах, указанных в примере, равна 95,5 мПа · с.

Пример 2. В лаборатории при температуре t_1 = 25 °С и содержании $СВ_1$ = 79 % определили вязкость свежей мелассы μ = 6000 мПа · с. Необходимо установить, какая вязкость будет при параметрах нормальной мелассы (t_2 = 40 °С и СВ = 82 %).

Так как в заданных условиях изменяются температура и концентрация СВ, воспользуемся вариантом 3, рассмотренным выше. Из точки μ = 6000 мПа · с на ординате проводим горизонтальную линию до пересечения с изотермой t_1 = 25 °С (точка a_2), из нее опускаем вспомогательную линию до пересечения с изотермой t_2 = 40 °С (точка b_2) и из точки b_2 проводим горизонталь до пересечения с линией СВ = 79 % (точка c_2). Затем по дополнительной изотерме, проходящей через точку c_2, поднимаемся до пересечения с линией $СВ_2$ = 82 % (точка d_2). Напротив точки d_2 на ординате находим искомое значение $\mu_{40°}$ = 4400 мПа · с.

Если учесть, что на отечественных заводах при центрифугировании утфеля последней кристаллизации при частоте вращения ротора 1000 мин$^{-1}$ нормальная вязкость мелассы (СВ = 82 %, без разбавления) принята 4,4 Па · с, или 4400 мПа · с, то перед центрифугированием утфель последней кристаллизации разбавлять водой или нагревать выше 40 °С не следует. Межкристальный раствор с такой вязкостью будет беспрепятственно отделяться при центрифугировании.

Пример 3. В конце производства, когда перерабатывается подгнившая свекла и межкристальный раствор утфеля последней кристаллизации содержит более 1 % солей кальция к массе СВ (при переработке нормальной свеклы содержание солей кальция в мелассе составляет 0,3...0,6 %), вязкость его может повышаться в 1,5...2 раза. В этом случае вязкость межкристального раствора утфеля снижают до нормальной вязкости. Например, в конце производственного сезона вязкость свежей мелассы при СВ = 82 % и температуре 40 °С равна 7500 мПа · с. При какой концентрации СВ межкристальный раствор будет иметь нормальную вязкость (4400 мПа · с)?

Для решения этой задачи воспользуемся вариантом 2, рассмотренным выше. От точки μ = 7500 мПа · с на ординате проведем горизонталь до пересечения с линией СВ = 82 % (точка b_3) и через нее — вниз дополнительную изотерму до

линией, соответствующей вязкости 4400 мПа · *с* (точка c_3). Точка ... на линии, соответствующей конечному содержанию ...

...но, для удовлетворительного отделения межкристального раствора ... необходимо разбавить водой до СВ = 80,8 %. Количество воды, ... для разбавления 10 т межкристального раствора, вычисляем по ... (6.1)

$$m_2 = 10(82 - 80{,}8)/80{,}8 = 0{,}149 \text{ т}.$$

...но снизить вязкость до 4400 мПа · с нагреванием, то для определе... температуры продукта из точки пересечения линии вязкости ... с изотермой 40 °С (точка a_3) опускаем перпендикуляр до пересече... соответствующей вязкости 4400 мПа · с (точка d_3). Точка d_3 распо... изотерме 45 °С. До этой температуры и следует нагреть продукт.

При изучении вязкости пересыщенных растворов сахарозы ... что при одинаковом коэффициенте пересыщения ... их незначительно зависит от температуры (рис. 117), ... объясняется тем, что снижение вязкости растворов при по... температуры и увеличение растворимости сахарозы, ...ходящее при этом, как бы уравниваются.

В полулогарифмических координатах экспоненциальная зави... вязкости от степени пересыщения сахарных растворов ... имеет линейный характер.

Чистота. В присутствии несахаров скорость кристаллизации ... резко снижается. Так, в растворах чистотой 79,5; 64,4; ... и 55,5 % (при одинаковом истинном коэффициенте пересы... 1,1) скорость кристаллизации сахарозы была в 2, 9, 23, 64 ... больше, а вязкость насыщенных растворов соответственно в ... 12,1; 79,4; 267 раз больше, чем в растворах чистой сахарозы, ... чем выше вязкость раство... тем ниже скорость кристал... Большая вязкость ... с несахарами по ... с чистыми раство... сахарозы обусловлена по... растворимостью са... (при одинаковом пере...), а следовательно, и ... содержанием в ... растворах веществ, ...вающих вязкость.

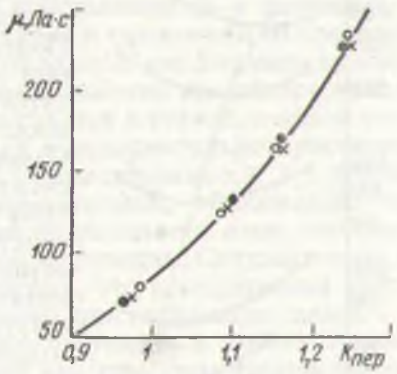


Рис. 117. Зависимость вязкости растворов сахарозы от коэффициента пересыщения при разных температурах (°С): • −60; ○ −70; × −80

Пример. Сравним два насыщен... раствора чистотой 100 и 68 % при ... В первом растворе в 1 кг воды ... 3,247 кг сахарозы (см. ..., что соответствует содержанию ... вещества 3,247 · 100/(3,247 + 1) = ... %. Во втором растворе в 1 кг

воды растворено сахарозы и несахаров 3,247 · 100/68 = 4,775 кг, что соответствует содержанию сухих веществ 4,775 · 100/(4,775 + 1) = 82,68 %.

Следовательно, во втором растворе сухих веществ содержится больше на 82,68 − 76,45 = 6,23 %.

Вязкость первого раствора составляла 85,2 мПа · с, а второго — 472,1 мПа · с. У второго раствора она в 5,54 раза больше, чем у первого, отчего и скорость кристаллизации сахарозы во втором растворе будет в $5{,}54^{2{,}5} = 74{,}56$ раза ниже.

В насыщенных растворах свеклосахарного производства существует минимум вязкости, который с уменьшением чистоты смещается в зону пониженных температур (рис. 118). Поэтому утфели рекомендуется уваривать в интервале температур, соответствующих их минимальной вязкости (табл. 25).

Таблица 11

Утфель	Рекомендуемая температура, °С	
	в начале цикла	в конце цикла
I	74...76	70...73
II (промежуточный)	74	65...70
II (последний)	72	65
III	68	58...60

Это дает возможность снизить потери сахарозы, возникающие от разложения в продуктовом отделении, по сравнению с повышенным температурным режимом (75...80 °С), который применяется на многих сахарных заводах.

Перемешивание. Плотность кристаллов сахарозы несколько больше плотности межкристального раствора. Например, плотность кристаллов сахарозы 1,5915 г/см^3, а плотность пересыщенного раствора с содержанием СВ = 85 % 1,45 г/см^3. Поэтому под влиянием силы тяжести они медленно осаждаются, т. е. находятся в движении по отношению к массе межкристального раствора. Одновременно происходит приток свежих порций сахарозы к пограничному слою кристаллов. Поддержание кристаллов во взвешенном состоянии осуществляется естественной или принудительной циркуляцией утфеля в вакуум-аппарате, механическим перемешиванием в кристаллизационной

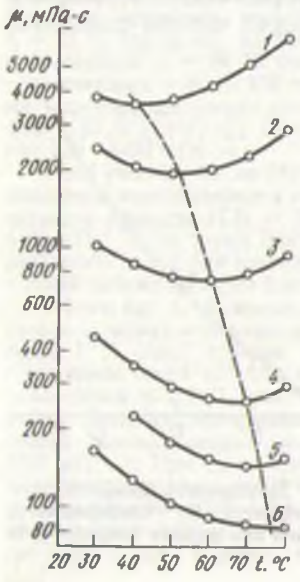


Рис. 118. Зависимость вязкости насыщенных свеклосахарных сиропов от температуры и чистоты (%):

1 — 60; *2* — 65; *3* — 70; *4* — 80; *5* — 90; *6* — 100

Следовательно, цель ...ивания — поддерживать ...ллы во взвешенном со...ии, но при условии, что ...е должно быть интенсив...

...ругой стороны, перемеш...ание влияет на гранулометр...ический состав сахара: при ...ом перемешивании кон...трированных растворов ... возникнуть чрезмерное ...ление кристаллов и их ...регатов.

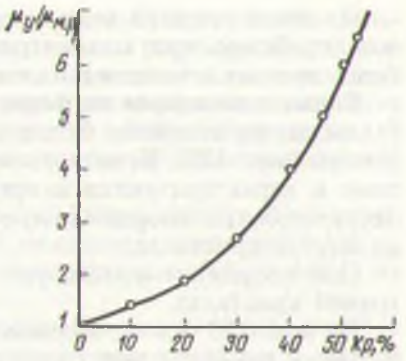


Рис. 119. Зависимость относительной вязкости утфеля $\mu_у/\mu_{м.р}$ от содержания кристаллов $К_р$ в нем

Размер и концентрация крис... Обычно средний раз... кристаллов сахара-песка ...ляет 0,5...0,9 мм, а сахара ...ей кристаллизации — ...,35 мм. В этом интервале размер кристаллов не оказывает ...ияния на скорость кристаллизации сахарозы. В утфеле с мел...ими кристаллами происходит лишь увеличение общей массы ...кристаллизовывающейся в единицу времени сахарозы по срав...нию с крупнокристаллическим утфелем, так как в нем больше ...марная площадь поверхности кристаллизации. Это положе...ие используется на практике при уваривании утфелей: утфель с ...ими кристаллами уваривается быстрее, чем с крупными ...аллами.

При постоянном коэффициенте пересыщения и прочих рав...ых условиях массовая скорость кристаллизации в растворах с ...вышением концентрации кристаллов и снижением их среднего ...мера будет уменьшаться. Это обусловлено увеличением вязкос...и утфеля и уменьшением скорости осаждения кристаллов в нем.

При высокой концентрации кристаллов в утфеле, с одной сто...ны, это мешает им перемещаться в межкристальном растворе, ...то приводит к снижению скорости кристаллизации, а с другой ...роны, стесненные условия препятствуют образованию на ...аллах толстого неподвижного пограничного слоя, что спо...ствует увеличению скорости кристаллизации. Следовательно, с ...которым допущением можно считать, что концентрация крис...аллов в утфеле не влияет на скорость кристаллизации сахара.

Однако высокая концентрация кристаллов в утфеле сильно ...рудняет его перемешивание, так как при этом увеличивается ...язкость. На рис. 119 представлена зависимость относительной ...язкости утфеля $\mu_у/\mu_{м.р}$ от содержания кристаллов $Кр$ (%), где $\mu_у$, ...язкость соответственно утфеля и межкристального рас...вора.

Из этого рисунка видно, что чем выше содержание кри
лов (особенно при концентрации кристаллов выше 30 %),
более вязким и малоподвижным становится утфель.

Влияние несахаров на форму кристаллов. Образующиеся
таллы сахарозы имеют блестящие плоские грани с постоян
углами (рис. 120). Кристаллы относятся к моноклинической
теме и характеризуются в пространстве тремя кристаллог
ческими осями координат *а*, *в*, *с*, которые условно распола
ся внутри кристалла.

Оси координат используют для определения положения
граней кристалла.

На рис. 120 ось *с* расположена вертикально, ось *в* — гори
тально и проходит через кристалл слева направо, а ось *а* на
нена вниз от задней грани к передней, т. е. находится под
мым углом к оси *в* и наклонена под углом $\beta = 103° 30'$ к
Осевые углы α и γ равны 90°.

Нормальный кристалл сахарозы, выращенный в чистом ра
ре, имеет соотношение длины осей $a : в : c = 1{,}2595 : 1{,}0 : 0{,}$
Такое же соотношение размеров имеет и молекула сахар
(нм): $a = 1{,}089$; $в = 0{,}869$; $c = 0{,}777$.

Плотность кристаллов сахарозы без посторонних прим
при 20 °С составляет 1,5915 г/см^3, удельный объем — 0,628 см^3/

Многие несахара, по-разному адсорбируясь на гранях
талла, замедляют кристаллизацию сахарозы и изменяют габи
(форму кристалла). Например, глюкоза, адсорбируясь на гра
кристалла по оси *а*, тормозит его развитие в данном напра
нии, другие же грани растут нормально. В результате крист
получаются в форме тонких пластинок. В присутствии раффин
зы кристаллы удлиняются по оси *в* и образуют вытянутые и
образные формы. Поэтому большинство кристаллов промыш
ного сахара-песка не имеют правильной геометрической фор
присущей чистой сахарозе.

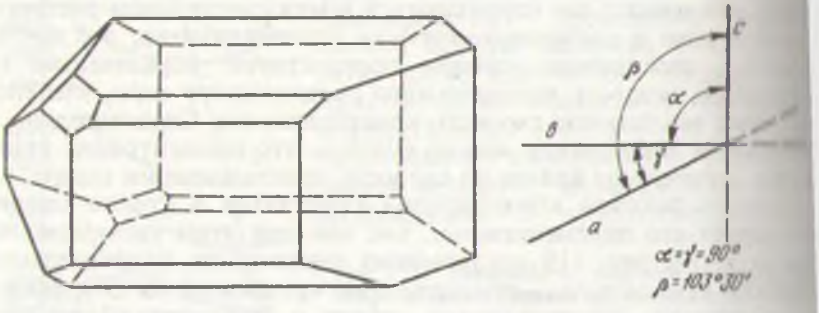


Рис. 120. Схема кристалла сахарозы

При быстром росте кристаллов происходит включение отдельных молекул несахаров из межкристального раствора в кристаллическую решетку (*инклюзия*) или механическое включение межкристального раствора в трещины кристалла, зарастающие позже (*окклюзия*). Если процесс роста протекает умеренно, то удерживающие силы, возникающие вокруг кристалла сахарозы, отталкивают примеси от своей поверхности.

В крупных кристаллах сахарозы содержание внутренней воды, попавшей в кристаллы в результате окклюзии, достигает 0,5 %, а в кристаллах обычного сахара-песка размером 0,5...1 мм — не более 0,03 %.

Несмотря на промывание кристаллов сахара-песка водой в центрифугах, на их поверхности после высушивания остается пленка межкристального раствора, толщина которой (нм)

$$\delta = 12\,000x, \qquad (64)$$

x — содержание золы, %.

Пример. На кристаллах сахара-песка, содержащего 0,03 % золы, толщина пленки будет 0,03 · 12 000 = 360 нм, а в сахаре последней кристаллизации толщина пленки на кристаллах в несколько раз больше.

Кристаллы могут увеличиваться не только в результате роста граней, но и при сращивании их в агрегаты. Наличие значительного количества агрегатов оказывает вредное влияние на качество сахара-песка, который плохо промывается в центрифугах и плохо высушивается. Основным фактором, влияющим на агрегацию кристаллов при уваривании утфеля, является соблюдение изогидрических условий кристаллизации с момента образования твердой фазы, при которых в любой промежуток времени масса выпаренной воды при уваривании была бы равна массе воды, поступившей в вакуум-аппарат с подкачками сиропа.

Экспериментально установлено, что при внесении центров кристаллизации в сироп при коэффициенте пересыщения (1,15...1,2 в твердой фазе образуется наименьшее число агрегатов (4...5 %). При большем пересыщении (1,25...1,3) или меньшем (1,05...1,1) число агрегатов увеличивается. Уваривание утфеля I кристаллизации в неизогидрических условиях, когда постоянно повышается содержание воды в системе, приводит к увеличению агрегатов до 90...100 %. Введение поверхностно-активных веществ, например АМГС-50, в количестве не более 0,01 % к массе утфеля дает возможность получать до 30 % монокристаллов, остальные кристаллы представлены в виде агрегатов.

Наименьшее содержание агрегатов кристаллов наблюдается в утфеле с пониженной чистотой.

УВАРИВАНИЕ УТФЕЛЯ I КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Поступающий на уваривание утфеля I кристаллизации сульфитированный сироп с клеровкой (общий сироп) должен содержать не менее 60...65 % сухих веществ, быть прозрачным, иметь pH 7,8...8,2, концентрацию солей кальция 0,12...0,5 % CaO и цветность не более 40 усл. ед. Утфель уваривают в периодически действующих вертикальных вакуум-аппаратах вместимостью 40, 60, 80 т.

Полный цикл уваривания утфеля в вакуум-аппарате (рис. 121) состоит из четырех основных этапов, рассмотренных ниже.

Сгущение сиропа до заводки кристаллов. Сначала открывают вентиля предварительного разрежения, встроенного в основной воздушный вентиль и соединенного с общей системой разрежения через сепаратор *5*, в вакуум-аппарате создают остаточное давление 0,06...0,067 МПа. Затем, открывая основной воздушный вентиль, снижают остаточное давление до 0,02...0,015 МПа. Одновременно с открытием вентиля предварительного разрежения в вакуум-аппарат через вентиль *1* начинают подавать сироп с клеровкой. Как только аппарат заполнится на 1/3 высоты паровой камеры *3*, частично (на один оборот) открывают вентиль на паропроводе и начинают прогревать камеру. Когда уровень сиропа достигнет такой высоты, при которой он в состоянии кипения будет покрывать всю площадь поверхности паровой камеры, паровой вентиль медленно открывают полностью и при остаточном давлении около 0,015 МПа сгущают сироп выпариванием. В таких условиях сироп кипит при температуре 70...72 °С, что дает возможность иметь достаточно высокую полезную разность температур между греющим паром и кипящим сиропом и проводить его сгущение с небольшими потерями сахарозы.

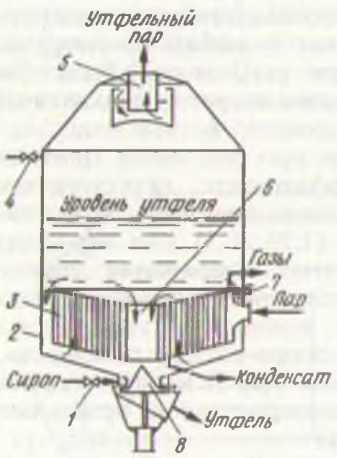


Рис. 121. Схема вакуум-аппарата

При кипении увариваемая масса сиропа поднимается вверх по кипятильным трубам вакуум-аппарата, затем опускается вниз по циркуляционной трубе *6* и кольцевому пространству между паровой камерой и корпусом *2* аппарата, находясь постоянно в движении. Образующийся при кипении сиропа вторичный пар, который называется *утфельным*, под действием разрежения выводится из аппарата через сепаратор *5*, где освобождается от капель сиропа и поступает в вакуум-конденсационную установку.

сгущении сиропа до 82...83 % СВ, что соответствует коэффициенту пересыщения 1,25...1,3 (лабильная и промежуточная области), температура кипения сиропа при неизменном разрежении повышается до 73...75 °С. Это повышение температуры связано с увеличением содержания сухих веществ в кипящем растворе до концентрации, достаточной для заводки кристаллов. Степень пересыщения и готовность раствора для заводки кристаллов определяют по внешним признакам: подвижности увариваемого раствора, скорости стекания брызг сиропа по смотровому стеклу, интенсивности подъема пузырьков пара, пробе «на волос», а также по электропроводности увариваемой массы. Продолжительность сгущения сиропа до заводки кристаллов не должна превышать 30 мин.

Заводка кристаллов сахара. При коэффициенте пересыщения 1,2...1,3, когда система неустойчива, наступает наиболее благоприятный момент для заводки кристаллов. Прикрывая воздушный вентиль в системе разрежения и повышая таким образом температуру кипения раствора на 4...5 °С, через пробный кран 7 (см. рис. 121) вводят затравку в виде тонкоизмельченной сахарной пудры, просеянной через шелковое сито (из расчета 50 г на 1 т утфеля). Затравка служит импульсом для возникновения новых центров кристаллизации. Одновременно для образования крупномерных кристаллов в вакуум-аппарат подкачивают небольшое количество сиропа. После того как начнется массовое зародышеобразование, сразу же проверяют сироп, отбирая пробы капли на стекло и наблюдая за количеством образовавшихся кристаллов. Рассматривать пробу лучше через увеличительное стекло, дающее десятикратное увеличение. При таком увеличении 1 мм длины виден как 1 см. Для получения в сахаре-песке кристаллов среднего размера (3000 в 1 г) необходимо, чтобы на 1 мм длины размещалось 5...6 зародышей кристаллов.

Одновременные заводка кристаллов и прекращение их образования имеют важное значение для процесса уваривания и качества готового утфеля. Чем больше центров кристаллизации образуется в момент заводки, тем меньше будут размеры кристаллов сахара-песка, и, наоборот, чем меньше введено центров кристаллизации, тем крупнее кристаллы. Утфель с крупными кристаллами легче центрифугируется и промывается, но дольше уваривается, при этом выпадает больше «муки» (очень мелких кристаллов).

В сиропах с пониженной чистотой скорость кристаллизации сахарозы снижается, поэтому в них увеличивают массу затравки в 1,5...2 раза и заводят больше кристаллов, чтобы площадь поверхности кристаллизации была достаточной и сахароза при сгущении утфеля успела выкристаллизоваться. В противном случае коэффициент пересыщения будет повышаться и может выпасть сахар.

Как только в увариваемой массе после ввода затравки появится достаточное количество зародышей кристаллов, и вакуум-аппарат в 2...3 приема подкачивают сироп, понижая коэффициент пересыщения до 1,11...1,12, т. е. переводят раствор в метастабильную зону, в которой новые кристаллы не образуются, а растут уже имеющиеся. Такие подкачки сиропа называют *закрепительными*, так как в это время кристаллы быстро растут (закрепляются). Сироп для закрепительных подкачек берут небольшими порциями, чтобы исключить возможность образования ненасыщенного раствора и не растворить образовавшиеся зародыши кристаллов. Дальнейшее наращивание кристаллов проводят при остаточном давлении не выше 0,015 МПа.

Следует отметить, что сахарная пудра, которую получают методом отсева на сортировочных ситах (число нитей 67 на 1 см), малопригодна для заводки кристаллов. Она имеет нестабильный гранулометрический состав кристаллов и трудно дозируется. При кратковременном хранении она слипается и становится непригодной для использования в качестве затравки. Наиболее эффективный способ регулирования числа кристаллов в утфеле и получения удовлетворительного гранулометрического состава сахарного песка — это заводка кристаллов с помощью затравочной суспензии (пасты), содержащей необходимое число центров кристаллизации, равное расчетному числу кристаллов в готовом утфеле.

Затравочную суспензию готовят разными способами. Один из способов предусматривает смешивание рафинированного сахарного песка размером кристаллов 0,2...0,7 мм с изопропиловым и бутиловым спиртом в объемном соотношении 1 : (2...2,2). Затем этого смесь помещают в шаровую мельницу и размалывают в течение 12...15 ч. Полученную суспензию выдерживают 4 недели, после «старения» в 100 г ее должно содержаться не менее $150 \cdot 10^9$ центров кристаллизации.

Оптимальный размер центров кристаллизации в затравочной суспензии должен быть 10...25 мкм (но не менее 5 мкм). При введении суспензии в увариваемый продукт из-за температурных полей и различных коэффициентов пересыщения в них часть центров кристаллизации растворяется, поэтому массу затравочной суспензии следует увеличивать в 1,5...2 раза.

При хранении затравочная паста расслаивается на твердую и жидкую фазы, а при колебаниях температуры происходит перекристаллизация — мелкие кристаллы растворяются, а за счет их растут крупные кристаллы. Поэтому разработана твердопластичная затравочная паста в форме цилиндров определенной массы. Для этого микрокристаллы смешивают с легкоплавким твердым наполнителем — поверхностно-активным веществом АМГД (ацетилированный моноглицерид дистиллированный). Такая отформ-

паста может храниться в течение 18 мес без изменения первоначального состава. Применение затравочной суспензии тонкоизмельченной пасты вместо заводки кристаллов дает возможность на 8...10 % сократить цикл уваривания утфеля, повысить выход сахара-песка на 1,5...3 %, улучшить гранулометрический состав и в итоге — качество сахара-песка. Этот способ наиболее выгоден, когда процесс уваривания утфеля автоматизирован.

Сахарную пудру или затравочную суспензию обычно вводят в вакуум-аппарат через пробный кран. На типовых аппаратах при высоком разрежении конструкция пробного крана (рис. 122) не обеспечивает безопасности труда, возможны ожоги. По этой причине рекомендуется бронзовую пробку *7* фиксировать в корпусе крана *3* с помощью стопорного винта *1* и шайбы *2*. В рабочем положении углубление *6* в пробке крана соединено с вакуум-аппаратом. При повороте пробки на 180° проба утфеля из углубления *6* стекает по лоточку *4* на стекло. Затравку вводят в аппарат через сквозное отверстие *5*, поворачивая пробку *7* на 90°. Перед отбором пробы через пробку крана в положении прямого отверстия в вакуум-аппарат рекомендуется вводить немного воды. При этом засахаренное отверстие в кране хорошо промывается и перемешивается утфель около крана, что создает благоприятные условия для отбора пробы.

Наращивание кристаллов сахара. На этой стадии главной задачей является наращивание уже имеющихся кристаллов. Для этого требуются систематический приток сиропа в аппарат, поддержание коэффициента пересыщения межкристального раствора в интервале 1,1...1,12, энергичная циркуляция утфеля и достаточная площадь поверхности кристаллизации.

Зародившиеся в этот период мелкие кристаллы («мука») растворяют повышением температуры, снижая разрежение в вакуум-аппарате, либо увеличенной подкачкой сиропа. Последний лучше подкачивать как можно чаще или непрерывно, синхронизировав введение воды с ее выпариванием. В начале наращивания кристаллы из-за малого размера имеют небольшую площадь поверхности кристаллизации, поэтому сахар выкристаллизовывается медленнее, чем выпаривается вода. При этом нарушается равновесие в системе и пересыщение начинает увеличиваться. Чтобы сохранить его

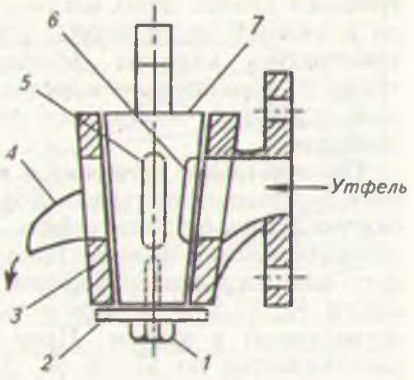


Рис. 122. Схема пробного крана в вакуум-аппарате

на заданном уровне, в вакуум-аппарат подкачивают воду. Сни
жать интенсивность выпаривания воды из утфеля в вакуум-ап
ратах с естественной циркуляцией нежелательно, так как в эт
случае будет ухудшаться его перемешивание. Поэтому, что
сохранить равновесие в системе на заданном уровне, в вакуум
аппарат подкачивают воду. В вакуум-аппаратах с механическ
циркулятором можно уменьшать подвод греющего пара или по
температуру и таким образом обходиться без подкачек воды.

С ростом кристаллов увеличивается площадь их поверхности
уменьшается среднее расстояние между кристаллами, вследст
чего снижается опасность образования «муки» и коэффициент
пересыщения постепенно повышают от 1,1...1,12 до 1,12...1,15
регулируя его подкачками сиропа.

Подкачиваемый сироп предварительно нагревают примерно
на 5 °С выше температуры кипения утфеля. Поэтому при по
ступлении в вакуум-аппарат он вскипает, что способствует бы
строму смешиванию его с массой утфеля и предотвращает обра
зование мелких кристаллов. Температуру утфеля в вакуум-апп
рате поддерживают на уровне 74...76 °С. Контроль за подкачкой
ведется по показаниям кондуктометра в сочетании с визуальны
ми наблюдениями.

По мере увеличения массы кристаллов межкристальный ра
твор утфеля обессахаривается, и к концу уваривания чистота ег
снижается с 91...93 до 80...81 %. Уровень утфеля в конце стад
наращивания кристаллов (перед «отвариванием») не должен пр
вышать поверхности нагревания более чем на 1,6 м.

Для получения сахара-песка высокого качества при уварива
нии утфеля необходимо обеспечить его интенсивную циркуля
цию. При слабой циркуляции резко увеличиваются разность тем
ператур и пересыщение, например, в верхних и прилегающих к
греющей камере слоях массы утфеля. Под влиянием столба утф
ля в нижней части вакуум-аппарата значительно увеличивается
температура кипения. Слабая циркуляция утфеля приводит
также к образованию кристаллической «муки» и значительной
доле агрегатов, нарушается непрерывный и равномерный рост
кристаллов.

Окончательное сгущение и выгрузка утфеля. После того как в
вакуум-аппарат поступила последняя порция сиропа, начинают
окончательно сгущать утфель, необходимый для более полного
обессахаривания межкристального раствора. Сгущать утфель сле
дует при закрытом наборном вентиле до содержания сухих ве
ществ 92...92,5 %, а вернее до необходимого количества воды,
оставляемой в утфеле. При этом масса кристаллов в утфеле
увеличивается до 52...56 %. Дальнейшее сгущение нецелесообраз
разно, так как густой утфель очень медленно сгущается и плохо
центрифугируется. К концу уваривания температура его не долж
на превышать 73 °С.

Перед выгрузкой утфеля прекращают подачу пара в паровую [illegible] вакуум-аппарата и отключают систему разрежения, затем [illegible] вентиль *4* (см. рис. 121), соединяющий верхнюю [illegible] вакуум-аппарата с атмосферой, и спускной клапан *8*, управляемый с помощью гидравлического цилиндра. Для равномерного спуска утфеля в вакуум-аппарате поддерживают небольшое остаточное давление (0,08...0,09 МПа). При спуске в холодную приемную утфелемешалку температура утфеля снижается на [illegible] °С, что соответствует увеличению коэффициента пересыщения межкристального раствора на 0,06...0,08, при этом появляется опасность выпадения «муки». Поэтому во время спуска утфель орошают водой температурой 75 °С, что снижает коэффициент пересыщения до 1,04...1,06. Обычно на это расходуется [illegible] 0,5 % воды к массе утфеля.

При опрыскивании утфеля водой происходит растворение [illegible] кристаллов и повышается чистота межкристального раствора, утфель становится более подвижным, очищается от [illegible] и центрифугируется почти в 2 раза быстрее.

После опорожнения в вакуум-аппарат подают отработавший [illegible] для растворения остатков утфеля. Образовавшийся сироп (клеровку) направляют в приемную утфелемешалку или клеровочный аппарат.

Для контроля за процессом уваривания утфеля в вакуум-аппарате [illegible] смонтированы смотровые стекла, которые периодически [illegible] паром или горячей водой. Вакуум-аппарат снабжен [illegible] вакуумметром, контролирующим разрежение в аппарате, [illegible] термометром, показывающим температуру утфеля, и манометром, который служит для контроля за давлением пара в паровой [illegible].

Полный цикл уваривания утфеля I кристаллизации хорошо [illegible] интерпретируется графически. На рис. 123 показан характер [illegible] изменения основных показателей [illegible] увариваемой массы утфеля: [illegible] чистоты утфеля и межкристального раствора ($Ч_у$, $Ч_{м.р}$), [illegible] веществ утфеля и межкристального раствора ($СВ_у$, $СВ_{м.р}$), содержания сахара в утфеле и межкристальном растворе ($СХ_у$, $СХ_{м.р}$), роста массы кристаллов ($Кр$), коэффициента пересыщения ($П$), [illegible] температуры уваривания ($t_у$). На оси абсцисс отложено [illegible] время уваривания, затрачиваемое на сгущение (τ_1), наращи-

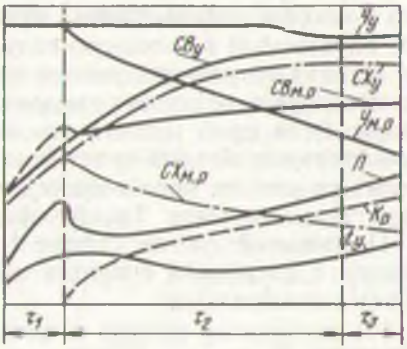


Рис. 123. Графическое изображение изменений основных показателей в процессе уваривания утфеля

вание кристаллов (τ_2) и окончательное сгущение (τ_3). Зам
кристаллов на графике соответствует границе τ_1 и τ_2.

Примерная продолжительность отдельных операций цик
уваривания утфеля I кристаллизации с кристаллами сахара сре
него размера (мин):

Набор и сгущение сиропа до заводки кристаллов	30
Заводка кристаллов	5
Закрепление и наращивание кристаллов	110
Сгущение утфеля	15
Спуск утфеля	10
Вспомогательные операции (пропаривание и др.)	10
Итого	180

Этого времени достаточно, если на уваривание поступ
общий сироп чистотой около 92 % с низким содержанием
ществ коллоидной дисперсности. При меньшей чистоте общ
сиропа (90...91 %) цикл уваривания утфеля увеличивается
мерно на 30 мин.

При переработке сиропа низкой чистоты или нарушении т
нологического режима, которое выражается в резких колебан
разрежения и температуры в вакуум-аппаратах, образуется бо
шое количество пены в утфельной массе, часть которой перех
сывается в конденсационную установку. Для улавливания пе
бросов и капель, уносимых с утфельным паром, после вакуум
аппаратов в продуктовом отделении устанавливают ловуш
вместимостью 0,8...1 м^3 на 100 т свеклы, перерабатываемой
сутки.

Утфель, выгруженный из вакуум-аппарата, центрифугиру
не давая ему охлаждаться.

Определение качества и состава утфеля. Хорошо сваренн
утфель I кристаллизации представляет собой однородную ма
без комков с равномерными кристаллами сахара. Комочек утф
ля, опущенный в холодную воду, не застывает в виде эластичн
го шарика, а рассыпается на отдельные кристаллы. На чисто
стекле утфель оставляет прозрачный слой межкристального ра
твора. Если слой мутный, то это говорит о том, что в утфел
присутствуют мелкие кристаллы. При ополаскивании пробы ут
феля на стекле водой межкристальный раствор смывается, а
кристаллы остаются. Такой утфель легко центрифугируется.

Примерный состав утфеля I кристаллизации, сваренного на
сиропа с клеровкой среднего качества, характеризуется следую
щими показателями:

Показатель, %	Утфель	Сахар-песок	Первый оттек
СХ	84,2	99,7	67,4
СВ	92	99,9	83,4
Ч	91,5	99,8	81,3

Процентное содержание кристаллов в утфеле ($Кр$)

$$Кр = 100\ (СХ_{у} - СХ_{м.р})/(100 - СХ_{м.р}), \qquad (65)$$

$СХ_{у}$ и $СХ_{м.р}$ — содержание сахарозы соответственно в утфеле и межкристальном растворе, %.

Пример. При содержании сахарозы в утфеле 84,2 % и межкристальном растворе 67 % содержание кристаллов (%)

$$Кр = 100\ (84{,}2 - 67)/(100 - 67) = 52{,}1.$$

В утфеле I кристаллизации содержание кристаллов не должно превышать 56 %, так как с повышением кристаллической массы утфель становится чрезвычайно вязким и малоподвижным, поэтому в этом случае выгрузка, перемешивание его в утфелемешалке и центрифугирование затруднены. Высокое содержание кристаллов в утфеле сильно ухудшает дальнейшее истощение межкристального раствора и является причиной прекращения процесса уваривания утфеля I кристаллизации еще при чистоте межкристального раствора 78...82 %.

Эффективность кристаллизации (разность чистоты исходного оттека сиропа, поступившего в вакуум-аппарат, или утфеля и межкристального раствора в готовом утфеле) должна быть не менее 10 %.

В сахарном производстве утфели уваривают и центрифугируют периодически, остальные же процессы протекают непрерывно. В последние годы в нашей стране и за рубежом интенсивно работают над созданием непрерывного процесса уваривания утфеля. Разработаны промышленные образцы кристаллизаторов, которые испытываются в производственных условиях.

ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ УТФЕЛЯ I КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Утфель представляет собой суспензию, состоящую из двух фаз: твердой (кристаллы сахара) и жидкой (межкристальный раствор). Чтобы получить кристаллический сахар, твердую фазу отделяют от жидкой гидромеханическим способом — на центрифугах. Этот процесс называют *центрифугированием* или *центробежным фильтрованием*. Центробежная сила, возникающая при вращении ротора центрифуги с утфелем, во много раз больше силы тяжести, поэтому разделение твердой и жидкой фаз происходит очень быстро.

Основы теории центрифугирования и фактор разделения. Разделение утфеля на твердую и жидкую фазы проводят по принципу фильтрования. При вращении ситчатого ротора в фильтрующих центрифугах твердые частицы остаются на внутренней по-

верхности фильтрующей перегородки, а жидкость проходит через поры осадка. Процесс фильтрования делят на три периода: образование осадка, уплотнение осадка, механическая сушка осадка.

Первый период можно приближенно сравнить с обычным фильтрованием, причем давление фильтрования обусловлено гидравлическим напором, который развивается в результате действия поля центробежных сил на суспензию.

Во втором периоде центрифугируемая масса представляет собой в основном двухфазную систему, причем вначале твердые частицы расположены некомпактно при минимуме точек касания отдельных частиц. Затем под действием силового поля происходит уплотнение осадка, сопровождающееся увеличением давления в скелете. Сближение частиц связано с уменьшением объема зернистого слоя и удалением жидкой фазы из этих пор. Давление скелета на жидкость уменьшается от максимального значения в начальный момент процесса до нуля в конце уплотнения. Кроме давления, вызванного действием скелета на жидкую фазу, в последней развивается давление от действия на нее центробежного поля. Действие центробежного поля на жидкость падает с уменьшением количества жидкости, так как по мере удаления жидкой фазы уменьшается гидростатический напор.

Таким образом, отделение фугата во втором периоде обусловлено действием двух вышеуказанных давлений. От их величины и от гидравлического сопротивления осадка зависит скорость разделения утфеля.

Постепенно, в процессе второго периода, скорость деформации осадка становится меньше скорости течения жидкости в его порах и часть объема между частицами начинает освобождаться от жидкости. Наступает так называемый переходный период, когда уровень жидкости от внутренней стенки осадка перемещается к стенке ротора.

Когда уровень жидкости достигнет дренирующего слоя, заканчивается второй и начинается третий период — сушка осадка. К этому моменту уплотнение скелета заканчивается. Но в местах соприкосновения частиц и на их поверхности остается жидкая фаза, удерживаемая капиллярными и молекулярными силами. Часть ее под действием центробежных сил и воздушного потока перетекает по стыкам к дренирующему ситу, а часть остается, так как по мере отделения жидкой фазы капиллярные силы возрастают (из-за увеличения кривизны поверхности менисков в порах) и скорость фильтрационного потока уменьшается. При достижении определенного содержания межкристальной жидкости в слое сахара, минимального для данного материала и напряженности центробежного поля, процесс отделения жидкости прекращается. Поэтому полное отделение межкристальной жидкости невозможно.

Образование осадка (первый период) происходит только при

фугировании разбавленных суспензий, а при обработке первый период либо отсутствует, либо незначителен по с другими периодами.

При вращении барабана центрифуги, заполненного утфелем, на него действует центростремительная сила, направленная в сторону оси вращения. При этом согласно третьему закону механики возникает сила, равная по величине центростремительной, но противоположная ей по направлению. Эта сила называется *центробежной*. Таким образом, она является силой инерции, возникающей при изменении направления движения тела.

Центробежная сила, действующая на вращающееся тело массой m,

$$C = m\omega^2/r, \qquad (66)$$

где $\omega = \pi n/30$ — угловая скорость вращения, рад/с; n — частота вращения барабана центрифуги, мин$^{-1}$; r — радиус барабана центрифуги, м.

Основной характеристикой, определяющей эффективность работы центрифуг, является *фактор разделения* Φ. Это безразмерная величина, представляющая собой отношение центростремительного ускорения к ускорению силы тяжести,

$$\Phi = \omega^2 r/g, \qquad (67)$$

где g — ускорение свободного падения; $g = 9{,}81$ м/с^2.

Подставляя значения ω, g в уравнение (67) и $D/2$ вместо r, получим

$$\Phi = \pi^2 n^2 D/(30^2 \cdot g \cdot 2) = n^2 D/1800, \qquad (68)$$

где D — диаметр ротора центрифуги, м.

Фактор разделения показывает, во сколько раз действие центробежной силы ускоряет отделение межкристального раствора от кристаллов сахара по сравнению с действием сил тяжести.

Пример. Для центрифуги с диаметром ротора 1,25 м и частотой вращения ротора 1480 и 1000 мин$^{-1}$ фактор разделения

$$\Phi = 1480^2 \cdot 1{,}25/1800 = 1520;$$
$$\Phi = 1000^2 \cdot 1{,}25/1800 = 695.$$

При факторе разделения 1520 межкристальный раствор утфеля I кристаллизации на центрифуге отделяется от кристаллов сахара примерно за 3 мин, а в поле тяжести процесс длился бы $3 \cdot 1520 = 4560$ мин, или 76 ч.

Из уравнения (68) видно, что увеличение центробежной силы может достигается увеличением частоты вращения ротора центри-

фуги, чем увеличением радиуса барабана, так как первая ве-
на стоит в числителе в квадрате.

Процесс центрифугирования утфеля. В сахарной промыш-
ности наибольшее распространение получили автоматизиро-
ные фильтрующие центрифуги периодического действия ФП
125 1Л-2(3) с программным управлением (вместимость ро
650 кг утфеля) и механическим выгружателем сахара. Мо
ФПН-125 1Л-2 предназначена для центрифугирования утфе
кристаллизации, а ФПН-125 1Л-3 — для утфелей II и III кр
таллизаций и аффинационного утфеля. Конструкции этих мо
лей отличаются тем, что ротор первой закрывается конус
предохраняющим сахар-песок от загрязнения каплями утфеля
у ротора второй такого конуса нет.

Центрифуга ФПН-125 1Л (рис. 124) состоит из ротора *1*, ж
крепленного на вертикальном валу *6* при помощи ступицы
ребрами *11*, между которыми находятся проемы для выгруз
сахара. Вал с ротором свободно закреплен в подвесном устро
ве *5*, которое позволяет ему вместе с подшипниками немно
отклоняться от вертикального положения. Вал с электродви
лем соединен эластичной муфтой.

Ротор состоит из перфорированной обечайки с подкладочны
(дренажным) плетеным ситом, прилегающим к обечайке, на к
торое уложено фильтрующее штампованное сито с щелевидны
отверстиями размером 2,5 × 0,34 мм.

Снаружи ротор закрыт неподвижным кожухом *2*, на котор
установлены питатель *7*, датчик загрузки *8*, узел *3* для промыв
сахара и механический выгружатель сахара *4*. В процессе загру
ки и центрифугирования утфеля нижнее отверстие ротора зак
то конусом *10*, над которым распол
жен вращающийся диск *9* для равно
мерного распределения утфеля по
стенкам ротора.

Ротор вращается от пятискорост
ного электродвигателя переменно
тока с синхронной частотой враще
ния 1480, 980, 425, 207 и 80 (в обрат
ном направлении) мин$^{-1}$.

В автоматическом режиме центри
фуга работает следующим образом
При нажатии кнопки «Пуск» электро
привод включается на загрузочную
скорость 207 мин$^{-1}$. В этот момент
открывается клапан питателя *7*, и
фель температурой 70...75 °С поступ
ет на распределительный диск *9* и под
действием центробежной силы равно
мерно распределяется по высоте ко

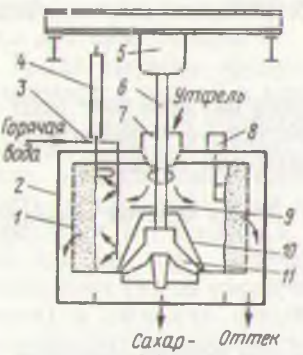


Рис. 124. Схема фильтрующей подвесной центрифуги циклического действия ФПН-125 1Л

...ющей поверхности ротора. Первоначальная толщина ...утфеля от 90 до 150 мм. Ротор центрифуги загружается ...образом, чтобы утфель не доходил до его верхнего края на ... мм.

...полнения ротора утфелем срабатывает датчик за... *8*, клапан питателя закрывается и начинается разгон ... последовательно до частот вращения 425, 980 мин$^{-1}$ и ...той частоты 1480 мин$^{-1}$ (на изношенных центрифугах в ...рабочей используют частоту вращения ротора ... мин$^{-1}$). При достижении одной частоты вращения сраба... токовое реле и электродвигатель начинает разгонять ... до следующей частоты вращения. Время разгона загру... ротора центрифуги до рабочей скорости вращения ... составлять 50...80 с.

Межкристальный раствор утфеля под действием центробеж... силы проходит через фильтрующее сито в пространство ...ду ротором и неподвижным кожухом *2* (закожушное про...ство) и по наклонному желобу с помощью сегрегатора (по...ной заслонки) стекает в сборник первого оттека.

Центрифугированием удаляется бо́льшая часть межкристаль... раствора, который после центрифугирования называют *пер...теком*. В отличие от межкристального раствора он содер... еще немного мелких кристаллов (разность чистоты меж...ального раствора и первого оттека не должна превышать ...%). На кристаллах сахара после центрифугирования остается ...нний слой межкристального раствора, придающий сахару ...ватый оттенок. Чтобы удалить его, слой сахара в центрифу... промывают артезианской водой, нагретой до 80...90 °С, в ре...тате чего образуется *второй оттек*.

Сахар начинают промывать сразу после отделения основной ...ки межкристального раствора. Этот момент определяют авто...чески по уменьшению струи оттека. Преждевременное про...вание сахара связано с повышением расхода воды и излиш... растворением в ней кристаллов сахара. Если опоздать с ...ванием, пленка на кристаллах охладится и подсохнет, в ...тате чего цветность сахара-песка возрастет.

На промывание расходуют 3...3,5 % воды к массе утфеля, ...рая поступает через форсунки узла промывки *3* на слой ... после отделения межкристального раствора. Продолжи...ность промывания сахара обычно составляет 15...30 с. ...бы обеспечить необходимую разность чистоты первого и ...рого оттеков (5...7 %), через 10...15 с после начала подачи ...ывающей воды в желобе для отвода оттеков автоматически ...ючается сегрегатор и второй оттек направляется в свой ...ник.

После промывания и подсушивания сахара начинается ...тродинамическое торможение электродвигателя центрифуги

в порядке, обратном разгону: 1480 → 980 → 425 → 207 и 0 мин$^{-1}$. При этом электропривод не затрачивает энергию из сети, наоборот, вырабатывает и возвращает ее в сеть. Этот процесс называется *рекуперативным торможением*.

После полной остановки ротор начинает вращаться от электропривода в обратную сторону, разгоняясь до разгрузочной частоты вращения 80 мин$^{-1}$. По команде программного устройства конус *10* центрифуги поднимается вверх и отклоняется в сторону, нож выгружателя *4* поворачивается к слою сахара и, постепенно опускаясь вниз, срезает его. Слой сахара-песка толщиной около 0,8...1,2 % ссыпается в проемы между ребрами ротора в желоб вибротранспортера, который направляет сахар-песок на сушильное отделение. Как только центрифуга освободится от сахара, нож отворачивается от сита и поднимается вверх, привод его при этом выключается. Так как на фильтрующем сите остается слой сахара 2...5 мм, то его периодически в течение 4 мин промывают горячей водой. Промой спускают в сборник второго оттека утфеля I кристаллизации.

После промывания сита ротор центрифуги останавливается, сегрегатор возвращается в положение отвода первого оттека. На этом заканчивается цикл работы центрифуги длительностью приблизительно 4 мин. Выгрузка сахара при обратном вращении ротора центрифуги обеспечивает безопасность рабочих, так как после полной остановки ротор может развить частоту вращения в обратном направлении только 80 мин$^{-1}$.

Циклограмма работы центрифуги ФПН-125 1Л-2 при разварении утфеля I кристаллизации представлена на рис. 125.

Автоматизация работы центрифуги связана с установкой в блоке управления реле времени, предназначенного для регулирования массы промывной воды, продолжительности центрифугирования, для переключения сегрегатора, а также других приборов и датчиков.

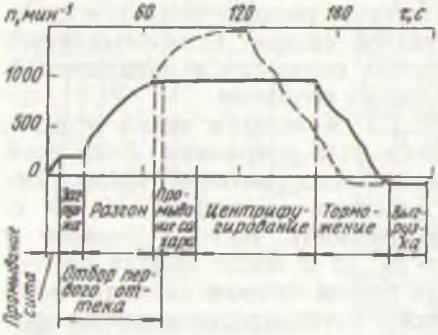


Рис. 125. Циклограмма работы центрифуги ФПН-125 1Л-2

Недостаток в работе центрифуг ФПН-125 1Л состоит в том, что в зазоре между кромкой ножа-выгружателя и ситом 3...5 мм на сите ротора после выгрузки остается 10...12 кг сахара (иногда 20 кг и более). При промывании сита большая часть сахара смывается водой, а оставшаяся часть под действием центробежных сил опускается в нижнюю часть ротора

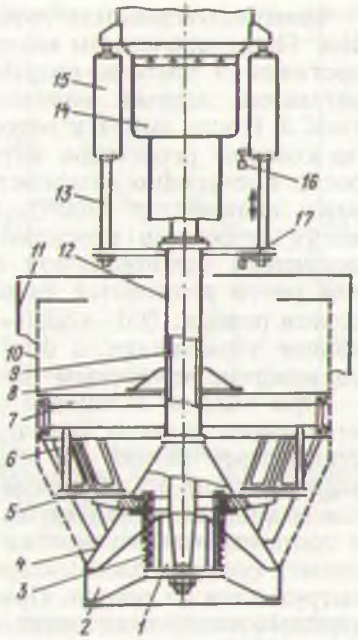


Рис. 126. Схема фильтрующей подвесной центрифуги ФПН-125 1Т-01 циклического действия с ротором из титанового сплава

результате чего сахар вновь ...ающего утфеля плохо про... на этом участке. Для уст... этого недостатка электри... схему программного управ... изменяют так, чтобы нож ...ателя не только при опуска... но и при подъеме не отвора... от сита и срезал сахар.

На ... сахарных заводов для ...рфорирования утфеля I кри... ... применяют центрифу... ФПН-125 1Т-01 с кольцевым ... выгрузки сахара ... 126). Максимальная загрузка ... утфелем 750 кг, оптималь... частота его вращения ... мин$^{-1}$. Рабочим органом ... центрифуги является перфо... цилиндро-конически... ротор *10* из титанового сплава ... стенки 14 мм) с внутрен... диаметром 125 см. Вал *9* рото... ...ен к шаровой опоре *14*, ...женной значительно выше ... тяжести вращающейся сис... На нижнем конце вала за... ступица *1* со спицами *2*, ...ющая вал с ротором. Ротор ...ектуется фильтрующей ос..., состоящей из фильтрующего и дренажного сит, и запор... конусом *4*, предотвращающим загрязнение сахара-песка. За... конус с помощью опор *5* соединен с кольцевым механиз... выгрузки сахара *7*, который состоит из верхнего и нижнего ...рированных кольцевых ножей. Оба эти устройства связаны ... направляющую трубу *12* и штоки *13* с пневмоцилиндрами ... Штоки *13* соединены с трубой *12* через скобу свободно и при ...ении ротора остаются неподвижными. К кольцевому меха... ...у *7* прикреплены пружинные скребки *6*, которые плотно при... к фильтрующему ситу. Вращается ротор через упругую ...фту многоскоростным электродвигателем (частоты вращения: ... → 1000 → 500 → 230 → 115 мин$^{-1}$).

Ротор центрифуги закрыт кожухом *11*, который одновременно ...ется сборником первого и второго оттеков, отводимых через ...ний штуцер. К последнему прикреплен сегрегатор. К кожуху ...ен пар, на нем установлены регулятор загрузки утфеля, ... промывания сахара и другие механизмы.

Центрифугирование утфеля осуществляется следующим образом. При включенном многоскоростном электродвигателе после достижения частоты вращения ротора 230 мин$^{-1}$ утфель через регулятор загрузки начинает поступать на распределительный диск *8*. После загрузки ротора до заданной толщины слоя утфеля по команде регулятора загрузки подача утфеля прекращается, ротор поочередно разгоняется до 500 и 1000 мин$^{-1}$. В этот момент включается подача промывной воды. Через некоторое время сегрегатор переключается на отвод второго оттека. По истечении установленной продолжительности центрифугирования ротор тормозится до полной остановки. При частотах вращения ротора 1000 → 500 → 230 мин$^{-1}$ осуществляется рекуперативное торможение, а от 230 до 115 мин$^{-1}$ и далее до нуля — торможение ленточным тормозом.

При полной остановке ротора под действием механического ленточного тормоза конечный выключатель тормозного устройства подает сигнал на подъем вверх кольцевого механизма, закрепленного на запорном конусе *4* с помощью пневмоцилиндров и направляющей трубы. Выгрузочное отверстие открывается и подпружиненные скребки *6*, закрепленные на кольцевом механизме, срезают слой сахара. Под собственной тяжестью сахар выгружается из ротора. При достижении кольцевым механизмом верхнего положения происходит замыкание конечного выключателя *16* и запорный конус *4* вместе с кольцевым механизмом под действием пружин *3* опускается вниз, закрывая отверстие ротора и замыкая нижний конечный выключатель *17*. Начинается новый цикл центрифугирования.

На рис. 127 представлена циклограмма работы центрифуги ФПН-125 1Т. Минимальный рабочий цикл составляет 3,5 мин.

Загрузка ротора центрифуги утфелем при малой частоте вращения (230 мин$^{-1}$) и выгрузка сахара при полной его остановке исключают разрушение кристаллов сахара.

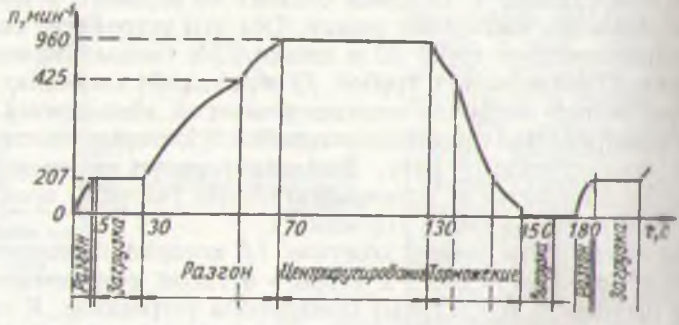


Рис. 127. Циклограмма работы центрифуги ФПН-125 1Т

При центрифугировании утфеля I кристаллизации содержание ... не должно превышать 90...

При необходимости аварийной остановки центрифуги нажимают кнопку «Стоп». При этом электродвигатель и пульт управления отключаются от сети и на валу вращения накладывается ленточный тормоз.

Недостаток титановых центрифуг состоит в том, что при вращении ротора спицами как лопастями вентилятора сахар сдувается с виброконвейера. Следует также отметить, что центрифуги как с ножевым, так и с кольцевым механизмом выгрузки сахара на заводах эксплуатируют в основном при частоте вращения ротора 1000 мин$^{-1}$, так как при большей частоте (1500 мин$^{-1}$) из-за перегрузки электромоторы выходят из строя. Если рабочая частота вращения 1500 мин$^{-1}$, то ротор следует загружать утфелем не более чем на 75 % от рекомендуемой в паспорте машины.

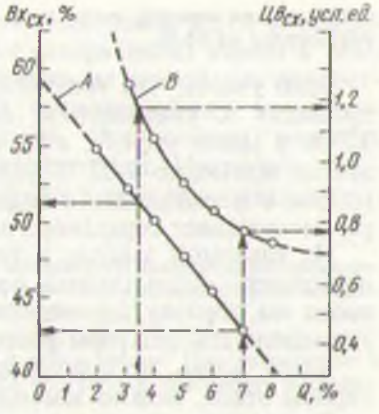


Рис. 128. Зависимость выхода сахара-песка $Вх_{сх}$ и его цветности $Цв_{сх}$ от расхода промывной воды Q при центрифугировании утфеля I кристаллизации

Промывание сахара-песка. По типовой схеме на промывание сахара I кристаллизации предусмотрено расходовать 3...3,5 % воды (к массе утфеля) температурой 80...90 °С. На практике расходуют 5...7 %. Однако, учитывая, что основная масса несахаров, в том числе и красящих веществ, находится в пленке на кристаллах, их удаление непропорционально массе промывной воды. Это наглядно видно из экспериментальных данных, приведенных на рис. 128. На оси абсцисс отложено количество расходуемой промывной воды Q (% к массе утфеля), а на оси ординат слева — выход кристаллического сахара из утфеля $Вх_{сх}$ (%), справа — цветность промытого сахара-песка $Цв_{сх}$ (усл. ед.). Зависимость выхода кристаллического сахара от количества промывной воды имеет линейный характер, а цветность изменяется по экспоненте.

Пример. Определить выход и цветность кристаллического сахара при расходе воды 3,5 и 7 % к массе центрифугируемого утфеля.

Из точки «3,5» на оси абсцисс проводим перпендикуляр до пересечения с линиями *A* и *B*, а из точек пересечения с этими линиями — горизонтали на левую и правую оси ординат. В результате находим: $Вх_{сх}$ = 52,5 %; $Цв_{сх}$ = 1,18 усл. ед.

Из точки «7» на оси абсцисс проводим перпендикуляр до пересечения с линиями *A* и *B*, а из точек пересечения с этими линиями — горизонтали до оси ординат. В результате находим $Вх_{сх}$ = 43 %; $Цв_{сх}$ = 0,77 усл. ед.

Таким образом, увеличив расход промывной воды в 2 раза, цветность сахара-

песка удалось снизить всего лишь на 35 %, а выход кристаллического [illegible] уменьшился на 18 %.

Если учесть, что увеличение расхода промывной воды на [illegible] приводит к уменьшению выхода кристаллического сахара [illegible] 3,7 % к массе утфеля, а на выпаривание этого 1 % воды расходуется примерно 0,02 % условного топлива к массе свеклы, [illegible] вопрос о нормировании воды, расходуемой на промывание сахара, заслуживает серьезного внимания.

На сахарных заводах в течение сезона следует несколько раз определять оптимальный расход воды на промывание сахара-песка по образцу, приведенному на рис. 128, а на центрифугах устанавливать дозаторы расхода воды.

Часть воды, используемой на промывание сахара-песка на первом этапе, можно заменить сиропом из выпарной установки, разбавленным вторым оттеком утфеля I кристаллизации, или клерсом, приготовленным из сахара-песка.

Наиболее приемлема комбинированная схема промывания сахара разбавленным до СВ 70...74 % и нагретым до 80...85 °С вторым оттеком утфеля I кристаллизации, а затем горячей водой. Разбавленный оттек подают из отдельного сборника шестеренным насосом в форсунки узла промывки центрифуги сразу после отделения межкристального раствора, затем вводят горячую воду. Промывающий оттек разогревает слой пленки на кристаллах сахара и примерно половину ее смывает. Оставшаяся пленка удаляется горячей водой.

В зависимости от чистоты утфеля и второго оттека, их плотности расход промывающего сахарного раствора составляет около 2 %, а воды — 1,5...2 % к массе утфеля, т. е. расход воды снижается в 2...3 раза, что дает возможность повысить выход кристаллического сахара из утфеля I кристаллизации.

При промывании сахара-песка горячей водой пленка с кристаллов удаляется неравномерно: на внутренних слоях значительная часть кристаллов растворяется, а на внешних (у сита) пленка плохо смывается. При содержании кристаллов в утфеле I кристаллизации 54...56 % выход после промывания составляет 40...43 %, а содержание влаги в выгружаемых кристаллах — около 1,5 %. Высокое содержание влаги сахара и низкая температура массы кристаллов (35...45 °С), выходящих из-под центрифуг, способствуют увеличению расхода теплоты и образованию повышенного количества пыли при сушке сахара в результате растрескивания кристаллов сахара-песка из-за высокого перепада температур сахара и сушильного воздуха.

Более перспективным может служить старый способ промывания сахара-песка в центрифугах паром давлением 0,3...0,4 МПа. Расход греющего или вторичного пара из I корпуса ВУ составляет примерно 2 % к массе утфеля, содержание влаги в

песке на выходе из центрифуг — не более 0,5 % и темпе- 68...70 °С. При промывании сахара-песка паром и кон- примерно половины его пленка на кристаллах нагреет- на 18...20 °С за счет теплоты, выделяемой при конденса- и разбавится конденсатом пара. Это снизит вязкость и облегчит ее отделение в виде оттека. Например, под- выход сахара-песка из центрифуг при промывании его

Пример. При загрузке 600 кг утфеля в центрифугу, конденсации промыва- пара 1 %, температуре выводимого оттека 70 °С, коэффициенте пересы- 0,9 и конденсате пара растворится: 600 · 0,01 · 3,25 · 0,9 = 17,6 кг сахара- или 3 % к массе утфеля. После центрифугирования на сите остается слой толщиной около 5 мм, или 2,5...3 % к массе утфеля. При содержании в кристаллического сахара 55 % выход его из-под центрифуг составит: = 49 кг.

При промывании сахара-песка горячей водой расход ее по составляет 3,5 % к массе утфеля. Тогда в промывной воде растворится 600 · 0,035 · 3,25 · 0,9 = 61,4 кг сахара-песка, или % к массе утфеля. С учетом сахара, оставшегося на сите, его из-под центрифуг будет 55 − 10,2 − 3 = 41,8 %, или % меньше, чем при промывании паром.

Сахар-песок, промытый паром, легко сушится и мало истира- так как перепад температур кристаллов сахара и сушильно- воздуха в сахаросушильной установке незначителен. При уста- на центрифугах автоматической приставки, фиксирующей плотность выходящего оттека и регулирующей подачу пара в центрифуги, промывание сахара-песка паром будет иметь суще- преимущества перед промыванием его водой.

СУШКА, ОХЛАЖДЕНИЕ И ХРАНЕНИЕ САХАРА-ПЕСКА

Из центрифуг с механической выгрузкой выходит сахар-песок содержанием влаги до 1,5 %. Такой сахар необходимо сушить, как в нем образуются комки, а при транспортировании влаж- кристаллы легко повредить. Поэтому сахар-песок высушива- подогретым воздухом до содержания влаги 0,14 % при хране- в мешках и до 0,04 % — при бестарном хранении в силосах, затем охлаждают до температуры 22...25 °С. Так как почти вся влага находится на поверхности кристаллов (в пленке), сахар- песок высушивается легко.

Для того чтобы кристаллы влажного сахара-песка меньше повреждались при транспортировании от центрифуг к сахаро- сушильной установке, используют вибротранспортер на катках. С вибротранспортера сахар-песок температурой 40...45 °С по- ступает в вертикальный ковшовый элеватор, который подни-

мает его вверх и выгружает в двухбарабанную сахаросушильную установку.

Сушка и охлаждение сахара-песка. Сахаросушильная установка (рис. 129) состоит из двух наклонно вращающихся стальных барабанов с лопатками внутри. Один барабан сушильный, другой — охладительный. Влажный сахар-песок поступает в сушильный барабан *3*, где перемешивается и высушивается в потоке горячего воздуха, предварительно очищенного в фильтре *1*, нагретого в подогревателе *2* до температуры 110...120 °С и отсасываемого вентилятором *4*. Высушенный сахар-песок из сушильного барабана поступает в охладительный барабан *7*, через который вентилятором *6* противотоком отсасывается очищенный в фильтре *8* холодный воздух. Охлажденный сахар-песок направляется на упаковывание, а воздух из барабанов поступает в пылеуловитель *5*, освобождается от сахарной пыли и удаляется в атмосферу. Отделенная сахарная пыль растворяется в соке II сатурации и возвращается в производство.

В двухбарабанной сахаросушильной установке из-за многократного пересыпания сахара значительная часть кристаллов истирается. Во Франции используют более экономичную многобарабанную сушильно-охладительную установку производительностью 80 т/ч.

Установка (рис. 130) представляет собой набор шести сушильных *1* и шести охладительных *2* труб диаметром около 800 мм, жестко соединенных между собой и вращающихся вокруг вала *3* с частотой 6 мин$^{-1}$. Влажный сахар поступает в сушильные трубы и перемещается в них вместе с потоком горячего воздуха благодаря внутренней спиральной навивке. В противоположном конце труб сахар пересыпается в охладительные трубы *2* и движется в обратном направлении навстречу потоку холодного воздуха. Отработавший воздух освобождается от сахарной пыли в циклонной установке *4* и выводится в атмосферу.

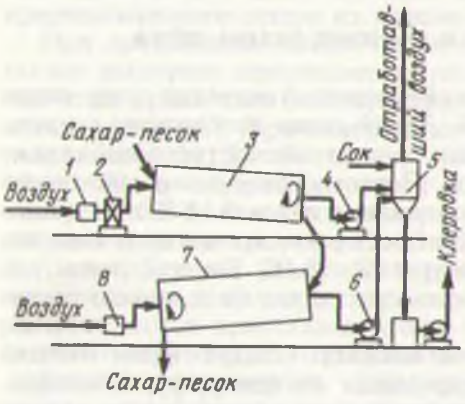


Рис. 129. Схема двухбарабанной сахаросушильной установки

В сушильные трубы сахар поступает с содержанием влаги 1...1,5 % и температурой около 50 °С, а выходит с содержанием влаги 0,04 % и температурой 25 °С. Таких параметров добиваются кондиционированием охлаждающего воздуха с помощью холодильной установки.

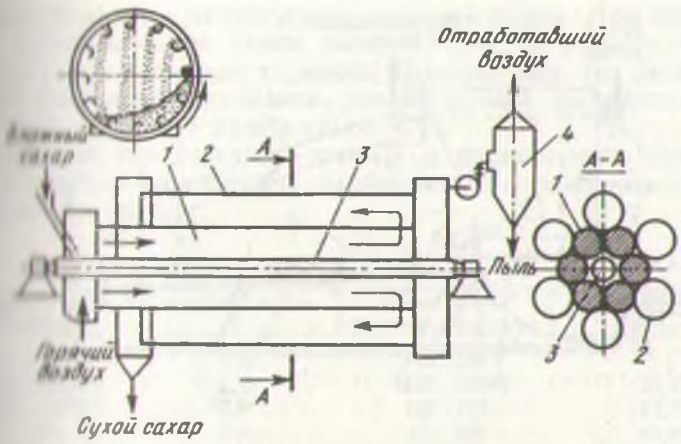


Рис. 130. Схема многобарабанной сушильно-охладительной установки для сахара-песка

Истирание кристаллов сахара минимально, так как при высушивании они падают с небольшой высоты, а не с высоты 1,5 м, как в барабане большого диаметра.

На многих отечественных сахарных заводах сахар-песок сушат в сушильно-охладительных установках СПС-20 или СК-1, в которых используется принцип псевдоожиженного, или кипящего, слоя. При прохождении горячего воздуха через слой влажного сахара-песка, когда сила давления воздуха несколько превышает массу слоя, сахар-песок становится подвижным, а слой напоминает маловязкую жидкость. Кристаллы начинают перемещаться в пределах слоя, и он как бы кипит. Поэтому слой сахара-песка, находящийся в таком состоянии, называют *кипящим*.

Корпус сушильно-охладительной установки СПС (рис. 131) имеет прямоугольную форму и разделен на две камеры: сушильную *4* и охладительную *6*. В камерах под углом 2...3° по направлению движения сахара-песка установлено по две решетки: верхние *1* и *11* для поддержания слоя сахара-песка и нижние *12* и *14* для равномерного распределения воздуха в слое. В конце поддерживающих решеток расположены секторные шиберы *9* и *13*, с помощью которых регулируется толщина псевдоожиженного слоя сахара. В сушильной камере толщину слоя сахара поддерживают примерно на уровне 200 мм (при необходимости толщину слоя увеличивают до 300...400 мм), а в охладительной камере 80...120 мм. Для наблюдения за процессом сушки сахара-песка предусмотрены смотровые стекла *8*.

Влажный сахар-песок подают в сушильную камеру через

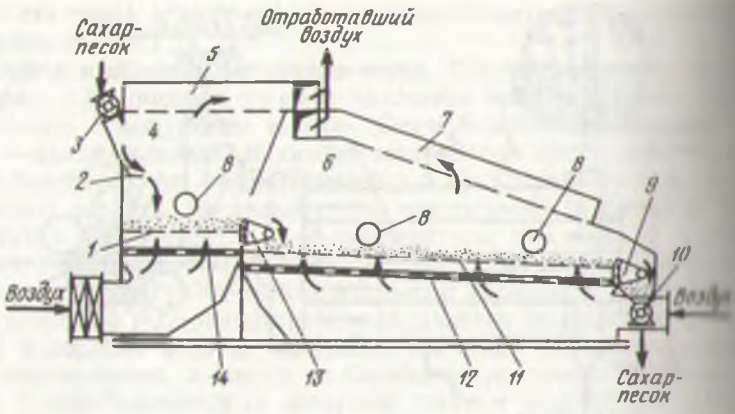


Рис. 131. Схема сушильно-охладительной установки СПС для сушки сахара-песка в псевдоожиженном слое

шлюзовой затвор *3*, обеспечивающий герметичность корпуса при загрузке. С помощью неподвижного лотка *2* сахар-песок распределяется равномерным слоем на решетке *1*. Под распределительную решетку *14* подают горячий воздух температурой 110...120 °С, который, разрыхляя сахар-песок, переводит его в состояние псевдоожижения и высушивает. Изменением угла наклона шибера *13* регулируют толщину слоя на решетке в сушильной камере.

Сушильная камера оборудована устройством для активного механического разрыхления верхнего слоя подсыхающего сахара-песка. Внутри аппарата с помощью вентилятора, отсасывающего отработавший воздух, поддерживается небольшое разрежение (50...100 Па).

Высушенный сахар-песок через шибер *13* пересыпается на решетку *11* охладительной камеры, под которую подают холодный воздух. Из охладительной камеры через шибер *9* и шлюзовой затвор *10* сахар-песок поступает на ленточный транспортер, где с помощью магнитного сепаратора освобождается от ферромагнитных примесей. Далее сахар-песок направляется в сортировочную машину, где его сортируют по размеру кристаллов на фракции. Здесь же отделяются комки сахара-песка.

Отработавший в установке воздух через воздушные коллекторы *5* и *7* поступает в циклоны для отделения сахарной пыли.

Несмотря на работу пылеулавливающих устройств, значительная часть сахарной пыли оседает и концентрируется на поверхности оборудования, на стенах помещений, где размещены сахаросушильная и сортировочная установки, в упаковочном отделе-

...в отделении приготовления сахарной пудры. При концентрации пылевоздушной смеси выше 35 г/м^3 и размере частиц ... 160 мкм возможен ее взрыв. Поэтому там, где пылеобразование наиболее интенсивное, рекомендуется проводить влажную уборку не реже 1 раза в сутки.

В табл. 26 представлены данные о дисперсности сахарной пыли в усредненном образце, отобранном в сушильном отделении сахарного завода.

Таблица 26

...ер частиц сахарной пыли, мкм	Содержание частиц, %	Размер частиц сахарной пыли, мкм	Содержание частиц, %
...1000	6,2	160...200	3,3
...800	1,6	125...160	20,4
...630	0,9	100...125	17,7
...500	2,4	63...100	33,4
...315	1,0	1...63	12,4
...250	0,7		

Из этих данных видно, что около 85 % частиц пыли имеют размер не более 160 мкм и находятся в пределах взрывоопасного диапазона.

Для предотвращения взрыва пылевоздушной смеси используют инертные к взрывам порошковые вещества: карбонат кальция ($CaCO_3$) или гипс ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$) в количестве 120...200 % к массе сахарной пыли (в зависимости от степени дисперсности). Чем выше степень дисперсности сахарной пыли, тем больше требуют инертного вещества, посыпая им пол помещений и взрывоопасные поверхности.

Требования, предъявляемые к качеству сахара-песка. По качеству сахар-песок должен соответствовать требованиям ГОСТ 21: ...ность не менее 99,75 %; содержание редуцирующих веществ не ...более 0,05 %; содержание золы не более 0,04 %; цветность сахара ...100 частей сухих веществ не более 0,8 усл. ед. (или не более ... усл. ед. оптической плотности); содержание влаги не более ..., ферропримесей не более 0,0003 % к массе СВ.

По внешнему виду сахар-песок должен быть белым, однородным по величине кристаллов, с минимальным количеством сросшихся кристаллов (друз) и кристаллической «муки» (мельчайших кристалликов, проходящих через сито с отверстиями диаметром ... мм). Коэффициент однородности, выражаемый отношением массы двух наибольших по массе смежных фракций (например, масса кристаллов, проходящих через сита с отверстиями диаметром 1,0...0,75 и 0,75...0,5 мм) к общей массе сахара-песка, должен быть не менее 80 %.

Размер кристаллов сахара-песка колеблется в интервале ...2,5 мм. По их размеру различают крупную (1,5...2,5 мм),

среднюю (0,5...1,5 мм) и мелкую (0,2...0,5 мм) фракции сах песка, в 1 г массы которых содержится соответственно 1500, 3000 и 5000 кристаллов. Кристаллы сахара-песка дол быть прозрачными, с ровным блеском и ясно выраженными гр нями, а растворы, приготовленные из них, прозрачными, тер устойчивыми, свободными от микроорганизмов и нерастворим осадков, не иметь запаха, легко фильтроваться и не пениться.

По качественным показателям сахар-песок, предназначен для использования в кондитерской, консервной, хлебопекарн и других отраслях пищевой промышленности, должен соответ вовать следующим требованиям: чистота не менее 99,55 %; с держание редуцирующих веществ не более 0,065 %; содержа золы не более 0,05 %; цветность не более 1,5 усл. ед. (для пер работки на рафинадных заводах — не более 1,8 усл. ед.); сод жание влаги не более 0,15 %. Сахар-песок цветностью бо 1,8 усл. ед. повторно подвергают перекристаллизации на свек сахарном заводе.

Содержание влаги в сахаре-песке. Этот пок затель определяют с помощью кривой равновесного состоян между относительной влажностью воздуха и содержанием вл сахара (рис. 132). Нижнему, наиболее желательному пределу с держания влаги сахара (0,02 % и ниже) соответствует относ тельная влажность воздуха ниже 32 %, а верхне (0,04...0,05 %) — соответственно 60...70 %. При относительной влажности воздуха более 86 % сахар-песок в процессе хранения может полностью раствориться в сиропа.

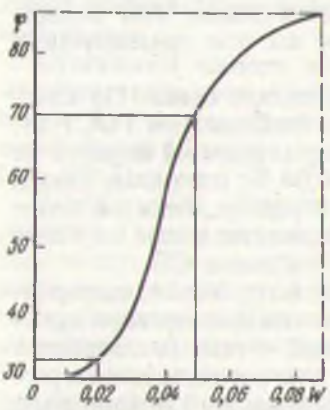


Рис. 132. Кривая равновесного состояния между относительной влажностью воздуха (φ) и содержанием влаги в сахаре-песке (*W*) при 30 °С и нормальном атмосферном давлении

Нижние пределы относительной влажности воздуха на практике недостижимы из-за отсутствия устройств для его глубокой осушки и охлаждения. В охладительную камеру сахаросушильной установки обычно подают воздух относительной влажностью более 35 %, поэтому содержание влаги сахара-песка, выходящего из сушильно-охладительной установки, составляет 0,03...0,04 %, температура — 25...30 °С.

Содержание влаги сахара-песка характеризуется поверхностной и внутренней влагой. Поверхностная, или свободная, влага определяется высушиванием сахара при 105 °С в течение 90 мин и охлаждением в эксикаторе в течение 90 мин.

Внутренняя влага, которую нахо-

связанной или
высвобождается в
длительного хране-
сахара в результате ее
из внутренних
определяют высу-
в эксикаторе с си-
при 20 °С в тече-
сут. Существуют более
методы определения
(методы К. Фишера и
хроматографии), но
возможность опре-
только суммарное со-
влаги в сахаре-

Гранулометрический
сахара-песка. Важ-
показатель качества сахара-
песка — его гранулометри-
ческий состав, который характеризуется средним размером кристаллов и коэффициентом неоднородности, определяемыми ситовым анализом.

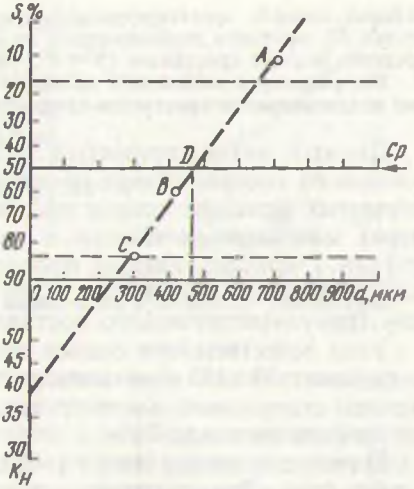


Рис. 133. Номограмма для определения среднего размера и коэффициента неоднородности кристаллов сахара-песка

Средний размер кристаллов сахара Ср обусловлен средним проходом сита, соответствующим такому размеру его квадратных отверстий, через какие прошла бы половина массы образца сахара-песка.

Коэффициент неоднородности $K_н$ представляет собой отношение стандартного отклонения к ожидаемой величине, т. е. к среднему размеру кристаллов сахара, выраженное в процентах.

В ходе анализа среднюю пробу массой 100 г сахара-песка в течение 5 мин просеивают через набор сит, установленных на встряхивающем устройстве, а затем взвешивают для определения массы фракций на ситах в процентах к общей массе пробы. Для определения $C_р$ и $K_н$ строят график (рис. 133). На абсциссе графика приведены размеры отверстий сит (мкм), а на ординате — кумулятивный остаток кристаллов на сите, т. е. сумма масс фракций кристаллов от самых крупных до задержанных на последнем сите (%).

Пример. 100 г средней пробы сахара-песка в течение 5 мин просеивали через набор сит с размером отверстий 710, 420 и 300 мкм. На сите с отверстиями 710 мкм задержалось 11,3 г сахара-песка (точка *A*, см. рис. 133); на сите с размером отверстий 420 мкм задержалось 48,7 г (кумулятивный остаток на этом сите составил 11,3 + 48,7 = 60 г) (точка *B*); на сите с размером отверстий 300 мкм задержалось 23 г сахара-песка (кумулятивный остаток на сите составил 11,3 + 48,7 + 23 = 83 г) (точка *C*).

На точках *A*, *B*, *C* проводим прямую и из точки пересечения ее с горизон-

тальной линией, характеризующей кумулятивный остаток сахара-песка (точка *D*), опускаем перпендикуляр на абсциссу и находим искомую величину среднего размера кристаллов Cp = 475 мкм.

Экстраполируя линию *ABC* до пересечения с ординатой, находим коэффициент неоднородности кристаллов сахара-песка $K_н$ = 39 %.

Данный метод, принятый ICUMSA* для оценки гранулометрического состава сахара-песка, основан на том, что для анализируемых фракций кривая распределения вероятностей проходит через максимум и близка к кривой Гаусса. Если уваренная утфеля I кристаллизации проходит без интенсивного образования вторичных зародышей и друз, то статистическое распределение гранулометрического состава является нормальным.

Угол естественного откоса сахара-песка влажностью ≤ 0,05 % составляет 32...35° и не зависит от размера кристаллов. С увеличением содержания влаги сахара до 1 % угол естественного откоса увеличивается до 70°.

Плотность сахара-песка (объемная масса) зависит от размера кристаллов. Для сахара-песка с размером кристаллов 1...2 мм плотность равна 846,6 кг/м^3, для 0,8...1 мм — 867,2 кг/м^3 и для 0,63...0,8 мм — 762,5 кг/м^3.

В силосах на плотность массы сахара-песка ρ влияет давление верхних слоев p. Эта зависимость характеризуется уравнением

$$\rho = 55{,}6p^{0{,}63}. \qquad (66)$$

Хранение сахара-песка. Сухой сахар-песок температурой 22...25 °С взвешивают и упаковывают массой по 50 кг в тканевые мешки из джута, льна и кенафа (ГОСТ-8516. «Мешки тканевые»). Но из-за наличия в тканях ворса и костры сахар засоряется механическими примесями.

В настоящее время освоено производство мешков из льно-джуто-кенафной ткани с основой из полиэфирной нити. Сахар, упакованный в эти мешки, в три раза меньше засоряется. Мешки отличаются высокой прочностью.

Мешки с сахаром укладывают в штабеля (горловиной внутрь) на сухие деревянные решетки в соответствии с требованиями ОСТ 18-402 «Укладка и разборка штабелей мешков с сахаром. Требования безопасности». По высоте мешки укладывают до 16 рядов, а для устойчивости через каждые 12 рядов прокладывают брезентовое полотно шириной 1 м и выступающие концы его завертывают внутрь штабеля в виде замка.

Сахар-песок хранят в сухих вентилируемых складах с относительной влажностью окружающего воздуха не выше 70 %.

В случае резкого потепления зимой или в дождливую погоду

---

* ICUMSA — Международная комиссия по унифицированным методам анализа сахара.

относительная влажность наружного воздуха выше нормы, склады не вентилируют, окна и двери в них плотно закрывают, чтобы не повышать относительную влажность воздуха внутри помещения.

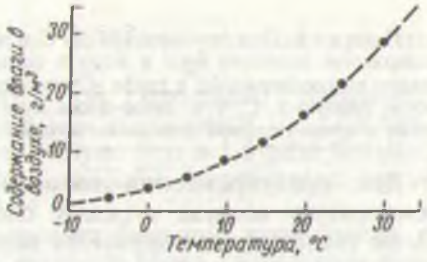


Рис. 134. Зависимость предельного содержания влаги в воздухе от температуры

Склады сахара-песка оборудуют необходимыми приборами для погрузочно-разгрузочных работ, термометрами и психрометрами для определения температуры и относительной влажности воздуха, а также противопожарными средствами.

Укладку мешков с сахаром-песком в штабеля и их разборку производят с помощью укладочно-разборочного агрегата ПАВ-900. Для погрузки мешков с сахаром-песком в железнодорожные вагоны разработан и внедряется вагонопогрузчик ВПП.

В помещении, где хранится сахар-песок в мешках, нельзя допускать точку росы (рис. 134), так как в противном случае влага будет конденсироваться на поверхности мешков и проникать внутрь. *Точкой росы* называют наивысшую температуру, при которой в воздухе с данным содержанием водяных паров возможно образование капелек воды (воздух насыщен содержащимися в нем водяными парами, при этом состоянии относительная влажность воздуха равна 100 %). Точка росы зависит от температуры (табл. 27).

Таблица 27

Температура воздуха, °С	Содержание водяных паров в воздухе (г/м³) при его относительной влажности, %									
	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100
1	2,6	2,9	3,1	3,4	3,6	3,9	4,2	4,4	4,7	4,9	5,20
2	3,0	3,3	3,6	3,9	4,2	4,5	4,8	5,1	5,4	5,7	5,96
3	3,4	3,7	4,1	4,4	4,8	5,1	5,4	5,8	6,1	5,7	6,80
4	3,9	4,3	4,7	5,0	5,4	5,8	6,2	6,6	7,0	7,4	7,76
5	4,4	4,9	5,3	5,7	6,2	6,6	7,1	7,5	7,9	8,4	8,83
6	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0	7,5	8,0	8,5	9,0	9,5	10,03
7	5,7	6,3	6,8	7,4	8,0	8,5	9,1	9,7	10,2	10,8	11,37
8	6,4	7,1	7,7	8,4	9,0	9,6	10,3	10,9	11,6	12,2	12,85
9	7,3	8,0	8,7	9,4	10,2	10,9	11,6	12,3	13,1	13,8	14,50
10	8,2	9,0	9,8	10,6	11,4	12,2	13,1	13,9	14,7	15,5	16,33
11	9,2	10,1	11,0	11,9	12,8	13,8	14,7	15,6	16,5	17,4	18,35
12	10,3	11,3	12,4	13,4	14,4	15,5	16,5	17,5	18,5	19,6	20,60
13	11,5	12,7	13,8	15,0	16,1	17,3	18,5	19,6	20,8	21,9	23,07
14	12,9	14,2	15,5	16,8	18,1	19,4	20,6	21,9	23,2	24,5	25,80

Пример. При температуре 15 °С и относительной влажности воздуха [illegible] содержание водяного пара в воздухе согласно табл. 27 составляет 8,4 г/м³. [illegible] такого влагосодержания в графе «Относительная влажность 100 %» находим [illegible] росы, равную 8 °С, т. е. сахар-песок будет увлажняться при температуре [illegible] ниже и относительной влажности воздуха 65 %.

Для предупреждения возможного увлажнения сахара-песка [illegible] температуру воздуха в складе следует поддерживать на 4...6 [illegible] выше температуры наружного воздуха, для чего склады большой [illegible] вместимости оснащают системой обогрева или кондиционирования воздуха.

На ряде сахарных заводов применяют бестарный способ хранения, при котором сахар-песок хранится в вертикальных цилиндрических емкостях (силосах) вместимостью по 10 тыс. т и более, изготовленных из напряженного железобетона или листовой стали. При строительстве придерживаются отношения высоты силоса к диаметру 1 : 1.

При складировании сахара-песка в силосах предъявляются более высокие требования к условиям его хранения, чем при хранении в мешках: содержание влаги после дозревания не более 0,07 %; температура 20...22 °С; относительная влажность воздуха не более 60 % чистота и цветность не ниже стандартной; содержание золы не более 0,01 %; сахар-песок не должен содержать кристаллов размером более 2 мм и частиц менее 0,2 мм (они удаляются в сортировочной машине), а также друз.

Различные по составу фракции сахара-песка целесообразно хранить раздельно в силосах; кристаллы сахара должны быть однородными, с ясно выраженными гранями и ровным блеском. Загружать силосы сахаром-песком, кристаллы которого имеют поврежденную (матовую) поверхность, нежелательно.

Если перед загрузкой в силосы рассев сахара по фракциям не проводится, то рекомендуется закладывать сахар со средним размером кристаллов 0,8 мм, при этом около 80 % сахара-песка должно иметь размер частиц более 0,4 мм.

Несоблюдение этих условий может привести не только к ухудшению качества сахара-песка, но и к большим затруднениям при его выгрузке. Поглощая влагу из воздуха, а затем отдавая ее при подсушивании, кристаллы сахара скрепляются между собой и образуют сплошной монолит или большие глыбы, которые трудно разрушить. Обрушивание глыб может привести к взрыву сахарной пыли. Цементированию сахара-песка в силосах способствует наличие зольных элементов и агрегатов, которые удерживают связанную (гидратную) влагу.

При высушивании сахара-песка горячим воздухом связанная влага не удаляется, и только в процессе хранения (через 8...10 сут) она переходит в свободное состояние, нарушая установившееся равновесие: относительная влажность воздуха — содер-

влаги сахара и становится особенно опасной при его хранении в силосах.

Опытами установлено, что при хранении, например, 1000 т сахара-песка в силосах в нем содержится 10...12 т связанной влаги, переходящей в свободную. Это в 1,5 раза больше, чем свободной влаги в таком же количестве сахара-песка, высушенного до содержания влаги 0,04 %.

Наличие связанной влаги вызывает большие затруднения в процессе хранения сахара-песка, поэтому перед длительным хранением в силосах его рекомендуется подвергать кондиционированию или «дозреванию» в хорошо вентилируемых емкостях — дозревателях. В дозреватель сахар-песок подают сверху, а выгружают снизу через шлюзовой затвор.

В Чехии сахар-песок перед подачей в силосы кондиционируют следующим образом. Сахар, высушенный до содержания влаги 0,05 %, рассеивают на 2 фракции. Основную фракцию (примерно 70 % от общей массы) с размером кристаллов более 1 мм и температурой 40...45 °С загружают в сборник-кондиционер вместимостью 380 т с обогреваемыми стенками, а вторую направляют в отходы. Кондиционер изготовлен из листовой стали толщиной 5 мм (диаметр 8570, высота 9900 мм) и с обеих сторон покрыт эмалью. Внутри он оснащен разветвленной системой трубопроводов, через которые компрессором в кондиционер подают примерно 850 м^3/ч воздуха температурой 40 °С. По истечении 1,5...2 сут сахар-песок выгружают из кондиционера, направляют в охлаждающую установку, где охлаждают в псевдоожиженном слое до 25 ± 2 °С. После этого сахар-песок поступает в силосы на хранение. Сахарную пыль из сушильной и охлаждающей установок улавливают в мокрых циклонных ловушках.

Бестарное хранение сахара-песка в силосах экономически выгодно. Оно дает возможность исключить трудоемкие погрузочно-разгрузочные операции с мешками, сохранить высокое качество сахара и уменьшить его потери.

В настоящее время разработана конструкция нового отечественного силосного склада бестарного хранения сахара-песка. Склад (рис. 135) вместимостью 20 тыс. т сахара представляет собой стальную цилиндрическую емкость *10* диаметром 34 м, высотой 27 м с пологим сферическим покрытием *1*, имеющим в центре трубчатую технологическую колонну *9* диаметром 2 м, которая одновременно является загрузочно-разгрузочным устройством. Фундаментом под силос служит монолитная железобетонная плита диаметром 40 м и толщиной 1 м, а днищем силоса — железобетонная плита *6* перекрытия над подсилосными помещениями. Днище силоса опирается на фундаментную плиту через поперечные железобетонные стенки, расположенные через каждые 3 м и рассекающие подсилосное пространство на отсеки. Внутренние поверхности стенок силоса покрыты защитным

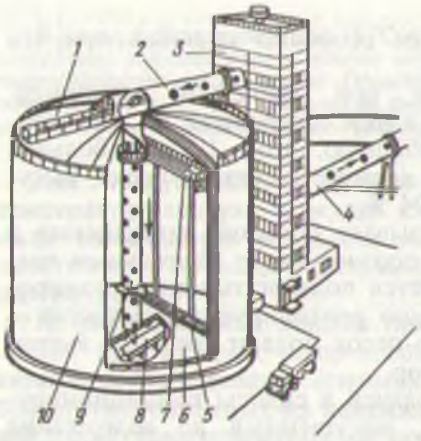


Рис. 135. Схема металлического силоса для хранения сахара-песка

слоем из эпоксидной
а наружные — минер
ными теплоизоляцион
плитами толщиной 1
алюминиевыми листами
наружной стороны на
силоса установлены
воды для обогрева.

Силос оборудован
ющимся мостом-разгр
телем 7 длиной 15 м,
ющимся одним концом
колонну 9, а вторым
кольцевой путь, прикр
ный к стенке емкости
колонну-трубу опир
также надсилосная галер
в которой размещен
ный конвейер.

Рядом со стальным
сом установлена элева
башня 3 (размеры ее в плане 9 × 12 м, высота 37 м),
оснащена оборудованием для обеспыливания сахара, в
транспортирующими устройствами.

Подготовка сахара-песка к хранению и операции по его
нению и транспортированию осуществляются следующим
зом. Сахар-песок температурой 40...45 °С из сушильно-
тельной установки поступает в сортировочную машину,
деляется на фракции. Фракции сахара с кристаллами
0,2 мм элеватором подают в бункеры-дозреватели, где в
24...36 ч сахар продувают кондиционированным воздухом
ратурой около 40 °С, удаляя внутреннюю влагу из
Затем охлажденный сахар-песок направляют в
башню 3, обеспыливают, взвешивают на автоматических
ДН-500 и элеватором, а затем ленточным конвейером,
ленным в надсилосной галерее 2, подают в загрузочное
во над опорной колонной.

Сахар загружается в силос через отверстия опорной
или ленточным конвейером, установленным на реверсивно
щающемся мосту 7. Сахар по сечению силоса разравнивают
помощью двух реверсивных конвейеров 5, подвешенных на
сах и вращающихся вокруг центральной трубы. Эти же
ры могут перемещаться по вертикали лебедками, установ
ми на раме моста 7.

Для выгрузки сахара-песка из силоса в нижней части
колонны установлено выгрузочное устройство, в бункер
сахар-песок поступает по желобу (если уровень сахара

или через отверстия с шиберами в основании колонны. В [illegible] сахар-песок поступает через отверстия в колонне, расположенные по вертикали через каждый метр. От стенки силоса к выгрузочным отверстиям сахар-песок перемещают скребками ре[illegible] конвейеров *5*. Из бункера выгрузочного устройства [illegible] песок поступает на ленточный конвейер *8*, расположенный [illegible] силосной галерее, а затем в элеваторную башню, где его [illegible] и реверсивным ленточным конвейером раздаточной [illegible] с помощью брезентовых рукавов загружают в железно[illegible] вагоны или автосахаровозы.

Все процессы автоматизированы. Освещение внутри силоса [illegible] световодами от наружных осветителей, располо[illegible] на кровле силоса.

В холодное время года в силосах температура сахара-песка [illegible] от середины к наружной стенке, что связано с [illegible] стен силоса и прилегающей к ним массы сахара. [illegible] не принимать никаких мер, то температура может до[illegible] точки росы, сахар-песок увлажнится, а при нагревании [illegible] стен процесс пойдет в обратном направлении и [illegible] опасность образования монолита сахара у стен силоса. [illegible] избежать этого, силосы оборудованы системой конди[illegible], которая обеспечивает внутри силоса следующий [illegible] температуру 20 ± 3 °С, относительную влажность [illegible] °С, кратность воздухообмена в межкристальном объеме [illegible] сутки 4. Имеющаяся система обеспыливания отсасываемого [illegible] поддерживает взрывоопасную концентрацию сахарной [illegible] на уровне стандартов.

При наличии на сахарных заводах и у потребителей емкостей [illegible] сахара-песка экономически выгодно [illegible] его в сахаровозах или закрытых контейнерах с нижней выгрузкой. Это дает возможность экономить складские площади, снизить потери сахара, связанные с рассыпанием, загрязнением, остатками в мешках, улучшить санитарно-гигиенические условия в производственных помещениях, полностью механизировать погрузочно-разгрузочные операции.

Сахаровозы и контейнеры разгружают самотеком через люки или пневматическим методом, смешивая сахар-песок с сухим чистым воздухом, подаваемым под давлением, в определенной пропорции. При подаче сахара на значительное расстояние возможно образование пробок, поэтому в сахаропровод монтируют перфорированную трубу, через которую подают сжатый воздух для разрыхления сахара.

Пневматическая разгрузка ухудшает качество сахара-песка: происходит его истирание, теряется блеск на гранях кристаллов. С точки зрения сохранения качества сахара-песка для перевозки лучше применять стальные контейнеры с нижней выгрузкой или из мягкого материала (прорезиненной ткани, полимеров).

Емкости у потребителя должны вмещать 3...5-суточный
сахара-песка или в крайнем случае количество, равное
загрузке сахаровоза или контейнеров из одной партии.

Контрольные вопросы

1. Какова растворимость сахарозы в чистых растворах и в присутствии
харов? 2. Что такое коэффициент насыщения и коэффициент пересыще
димый и истинный)? 3. Как влияют отдельные факторы на скорость кр
зации сахарозы? 4. На какие основные этапы делится цикл уваривания
кристаллизации? 5. Как осуществляются заводка и закрепление кристал
уваривании утфеля? 6. Каков порядок включения вакуум-аппарата в
7. Как определить процентное содержание кристаллов в утфеле? 8. Что
фактор разделения при центрифугировании утфеля и как его вычислить?
осуществляют центрифугирование утфеля в циклически действующих
гах? 10. В каких установках и при каком режиме высушивают и ох
сахар-песок? 11. Какие требования предъявляют к качеству сахар
12. Какие условия следует соблюдать при хранении сахара-песка?

Глава 10

ПЕРЕРАБОТКА ОТТЕКОВ УТФЕЛЯ I КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

УВАРИВАНИЕ И ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ УТФЕЛЯ II КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Первый и второй оттеки, полученные при центрифугирова
утфеля I кристаллизации и содержащие до 50 % сахарозы, пи
пившей в производство со свеклой, используют для уварива
утфеля II (промежуточной) кристаллизации. Эти оттеки явля
ся практически насыщенными растворами при температуре у
ривания утфеля. Чистота первого оттека 80...84 %, второго
86...90 %.

Технология и условия уваривания утфеля II кристалли
принципиально ничем не отличаются от технологии и усло
уваривания утфеля I кристаллизации. Оттеки нагревают в
никах перед вакуум-аппаратами до 85 °С, чтобы раствори
кристаллы и чтобы при поступлении в вакуум-аппарат оттек
сразу вскипали. Первоначально в пропаренный вакуум-аппар
подают второй оттек утфеля I кристаллизации в таком количе
ве, чтобы в момент заводки кристаллов вся поверхность нагре
ния была покрыта кипящим раствором. Раствор сгущают
полностью открытом воздушном вентиле до пересыщени
1,25...1,3 и вносят затравку в виде сахарной пудры (60...80 г
вакуум-аппарат вместимостью 40 т утфеля). Закрепляют крист
лы двумя-тремя подкачками второго оттека и наращивают
первым оттеком при температуре 74...76 °С при остаточном
лении 0,01...0,015 МПа и пересыщении 1,12...1,15.

Утфель II кристаллизации уваривают до СВ 92...93 %, дост

чистоты межкристального раствора 75...78 %, конечная вели-
которой зависит от заданной чистоты утфеля III кристалли-
Чтобы получить утфель III кристаллизации чистотой не
75 %, утфель II кристаллизации следует уваривать из вто-
первого оттеков со средней чистотой около 86 %.

Полный цикл уваривания утфеля II кристаллизации при чис-
уариваемой массы 84...86 % составляет примерно 300 мин,
чистоте 82...83 % — 330 мин. Из них на вспомогательные
(набор оттека, спуск утфеля и пропарка вакуум-аппа-
затрачивается около 25 мин.

Утфель II кристаллизации выгружают из вакуум-аппарата в
промежуточную утфелемешалку и центрифугируют сразу же без охлаж-
при температуре 65...70 °С. Сахар промывают горячей
в количестве 1 % воды к массе утфеля. Отбирают два
оттека с разницей в чистоте 4...5 %.

УВАРИВАНИЕ И ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ УТФЕЛЯ III КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Уваривание утфеля на последней ступени кристаллизации ха-
теризуется тем, что в вакуум-аппарат поступают оттеки, со-
ржание значительно больше несахаров, чем на I и II ступенях
исталлизации. Это приводит к значительному увеличению
ссы веществ, а следовательно, вязкости увариваемой массы при
остижении необходимого пересыщения и снижению скорости
исталлизации. В результате этого полный цикл уваривания
утфеля III кристаллизации в 1,5...2,5 раза длиннее, чем цикл
ривания утфеля II кристаллизации.

Так как это последняя ступень кристаллизации, то на практи-
межкристальный раствор утфеля III кристаллизации старают-
обессахарить наиболее полно, потому что снижение его чис-
ты в конце процесса на 1 % дает возможность увеличить выход
харного песка на 0,07...0,1 % к массе свеклы. Всего в оттеке утфе-
последней кристаллизации остается около 2,5 % сахарозы к
массе свеклы.

Вязкость и понятие о «нормальной» мелассе. Вязкость утфеля, содержащего не более 50 % кристаллов, подчиняется закону Пуазейля, т. е. является обычной, а не структурированной. Она пропорциональна вязкости межкристального раствора и массе кристаллов: чем больше содержание кристаллов сахара в утфеле и сухих веществ в межкристальном растворе, тем больше вязкость утфеля. Утфели с содержанием кристаллов более 55 % представляют собой сверхмицеллярную структуру с включением в нее дисперсионной среды (растворителя), так как в межкристальном растворе резко возрастает степень гидратации несахаров коллоидной степени дисперсности, т. е. увеличиваются объем и

агрегатирование их частиц, что и обусловливает рост вязкости системы.

В утфеле, охлажденном в кристаллизаторе от 65...68 до 35...40 °С, содержание кристаллов допускается 40...46 %, а вязкость — 240...250 Па · с (при 40 °С). Дальнейшее повышение массы кристаллов может привести к поломке мешательных устройств кристаллизаторов. Вязкость оттека последнего утфеля (мелассы) в основном зависит от температуры и содержания в нем сухих веществ: с увеличением концентрации сухих веществ и снижением температуры вязкость мелассы сильно повышается. Несахара по-разному влияют на вязкость мелассы. Например, при равных условиях кальциевые и магниевые соли оказывают значительно большее (в 1,5...2 раза) влияние на вязкость, чем соли калия и натрия. Катионы влияют на вязкость мелассы гораздо больше, чем анионы.

Так как из-за высокой вязкости межкристального раствора последнего утфеля в какой-то момент времени приходится прекращать кристаллизацию сахарозы, что обусловлено техническими возможностями современного оборудования, содержание в нем некоторого количества сахарозы в мелассе неизбежно. Необходимо только знать оптимальный нижний предел, чтобы иметь возможность, контролируя технологические процессы, добиваться минимального содержания сахарозы в мелассе.

П. М. Силин, проанализировав мелассы многих сахарных заводов, работавших на свекле хорошего качества и имевших минимальное содержание сахарозы в мелассе, ввел понятие «нормальная» меласса и установил для нее при температуре центрифугирования 40 °С и частоте вращения ротора центрифуги 980 мин$^{-1}$ (диаметр ротора 125 см) следующие параметры: содержание сухих веществ по рефрактометру без разбавления 82 % и вязкость 4,4 Па · с. Чистоту «нормальной» мелассы принято называть тоже «нормальной».

«Нормальная» меласса — это насыщенный раствор при температуре центрифугирования утфеля (40 °С). Если ее охладить или сгустить выпариванием, то из нее можно выкристаллизовать еще некоторое количество сахарозы и получить мелассу с большим содержанием сухих веществ, повышенной вязкостью и меньшей чистотой, но с экономической и технологической точек зрения это нецелесообразно.

С внедрением быстроходных центрифуг с фактором разделения 1500 вместо центрифуг с фактором разделения 670 (частота вращения ротора 980 мин$^{-1}$) появилась возможность увеличить содержание сухих веществ в «нормальной» мелассе до 83,5 % (по рефрактометру без разбавления) и вязкость до 7...8 Па · с (при 40 °С), получая при этом дополнительно 0,1...0,15 % сахара песка к массе свеклы.

...рит «нормальной» заводской мелассы определяют экспериментально при ... Для этого пробу мелассы делят на три образца, в которых устанавливают ... или разбавлением) разное содержание сухих веществ, например 80, ... Каждый образец массой по 100 г помещают в герметично закрываю... ... и добавляют в него по 20 г мелкокристаллического сахара-песка. ... перемешают, закрепляют в станине термостата и медленно вращают в ... сут при 40 °С до насыщения межкристального раствора. Из насы... ... образцов мелассы удаляют кристаллы и определяют содержание сахаро... ... веществ (на рефрактометре без разбавления), затем вычисляют чисто... ...ают график (рис. 136), который используют для определения «нормаль... ...чистоты мелассы на данном заводе.

...ах центрифуг с частотой вращения ротора 1480 мин$^{-1}$ «нормальная» ... содержит примерно 83,5 % СВ. На экспериментальной прямой из точки, ...ующей этому значению СВ, опускают перпендикуляр на ось абсцисс и ... значение чистоты «нормальной» мелассы для данного завода — 56,9 %. А ... 980 мин$^{-1}$ «нормальная» меласса содержит 82 % СВ, а чистота соот... будет равна 58,4 %.

...аривание утфеля в вакуум-аппарате. Кристаллизацию сахара ... последней ступени проводят в два этапа: сначала утфель ...ают в вакуум-аппарате до содержания сухих веществ ... %, в результате чего он становится малоподвижным, поэ... его разбавляют водой, восстанавливая подвижность (теку... утфельной массы, а затем выгружают в кристаллизацион... установку и продолжают выкристаллизовывать сахарозу из ...кристального раствора, поддерживая коэффициент пересы... в нем в необходимом интервале путем медленного охлаж... утфеля.

При уваривании утфеля III кристаллизации в вакуум-аппарат ...довательно вводят второй, первый оттеки утфеля II кристал... ...ации, аффинационный оттек и раствор, полученный при про... ...ек в центрифугах этого же утфеля. Оттеки, вводимые в ...ум-аппарат, не должны содержать кристаллов сахара, поэтому ... нагревают в сборниках перед вакуум-аппаратами до 85 °С и ...ворют кристаллы. Цикл уваривания состоит из четырех эта... ... набора оттека и сгущения его до ...ного пересыщения, заводки крис... ..., наращивания кристаллов и ...ательного сгущения утфеля.

Сначала в пропаренный вакуум-ап... при остаточном давлении ... 0,065 МПа вводят второй оттек ...феля II кристаллизации до уровня, ... котором поверхность нагревания ...вается полностью. В процессе ...бора оттека постепенно начинают ...ать греющий пар в паровую каме... Сгущение оттека проводят при пол...стью открытых паровом и воздушном ...нтилях до содержания сухих веществ ... %, что соответствует коэффици-

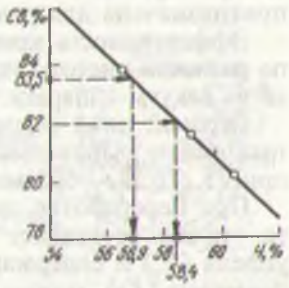


Рис. 136. Зависимость «нормальной» чистоты мелассы от содержания в ней *СВ* при 40 °С

енту пересыщения 1,3...1,35, поддерживая остаточное давление около 0,015 МПа и температуру кипения не выше 68 °С. О товности оттека к заводке кристаллов судят по внешним при кам (подвижности утфеля в вакуум-аппарате, скорости отте брызг по смотровому стеклу и др.).

Для заводки кристаллов при повышенном остаточном дав нии и температуре 72...76 °С через пробный кран в вакуум-ап рат вместимостью 40 т утфеля вводят 150...200 г сахарной пу за один прием. После этого пробный кран тщательно прои ют. В тот момент, когда при взятии проб на стекло будет у новлено, что достигнуто необходимое число центров кристал зации, частыми подкачками оттека немедленно снижают ко фициент пересыщения, прекращая дальнейшее образова кристаллов. Образовавшиеся кристаллы закрепляют двумя-тр небольшими подкачками с интервалом в 2...4 мин. Достиг пересыщения 1,20...1,25, наращивают кристаллы частыми по качками первого оттека утфеля II кристаллизации.

К концу наращивания кристаллов интервал между подкач ми оттеков и их объем постепенно увеличивают. Разделку кр таллов — разбавление межкристального раствора с целью уве чения промежутка между кристаллами в утфеле — произ путем подкачки оттека, предварительно нагретого на 5...10 °С выше температуры кипения утфеля. В конце уваривания при окончательном сгущении утфеля в аппарат вводят аффинацио ный оттек. Кристаллы наращивают при температуре утфе 68...70 °С, а к концу уваривания его снижают до 65...68 °С при остаточном давлении не выше 0,015 МПа.

Пределом сгущения утфеля в вакуум-аппарате является сни жение текучести, вызывающее затруднения при выгрузке. Меж кристальный раствор утфеля перед выгрузкой из вакуум-аппарата разбавляют водой, снижая коэффициент пересыщения до 1,05...1,08. Затем утфель спускают в приемную утфелемешалку, которая расположена над кристаллизационной установкой и предназначена для равномерной подачи в нее утфеля.

Эффективность кристаллизации в вакуум-аппарате определяют по разности чистоты утфеля и межкристального раствора при сбро ке из вакуум-аппарата. Обычно эта величина составляет 10...12 %.

Полный цикл уваривания утфеля в вакуум-аппарате при чис тоте смеси увариваемых продуктов 77...78 % составляет 420 мин, при 75...76 % — 600 мин, при 74 % и ниже — 840 мин.

При переработке свеклы удовлетворительного качества чисто та утфеля составляет 76...78 %. Задаваясь величиной чистоты утфеля ($Ч_у$) и содержанием кристаллов в нем перед центрифуги рованием ($Кр$), можно определить чистоту межкристального ра твора ($Ч_{м.р}$) по уравнению

$$Кр = 100\ (Ч_у - Ч_{м.р})/(100 - Ч_{м.р}). \qquad (70)$$

Пример. Чистота утфеля 76 %, содержание кристаллов в нем 42 %. Определить чистоту межкристального раствора.

$$42 = 100\ (76 - Ч_{м.р})/(100 - Ч_{м.р});$$
$$Ч_{м.р} = 58{,}62\ \%.$$

Кристаллизация сахара в утфеле охлаждением. Из вакуум-аппарата утфель последней кристаллизации поступает в приемную утфелемешалку и оттуда — в кристаллизационную установку, которая обычно состоит из шести утфелемешалок-кристаллизаторов с дисковой поверхностью теплообмена и действует в непрерывном режиме. Способ непрерывной кристаллизации утфеля охлаждением был разработан и впервые применен в 1907 г. русским инженером Н. П. Овсянниковым.

Для улучшения циркуляции утфеля утфелемешалки-кристаллизаторы соединены: первая и вторая, третья и четвертая, пятая и шестая — переходными трубами в нижней части, а вторая и третья, четвертая и пятая — желобами в верхней части. Суммарная полезная вместимость и площадь поверхности теплообмена кристаллизационной установки рассчитаны так, чтобы обеспечить охлаждение утфеля с 65...68 до 35...40 °С в течение не менее 48 ч (при трехкристаллизационной схеме). Кроме этого предусмотрена еще одна утфелемешалка-кристаллизатор для нагревания утфеля перед центрифугированием. Полезная вместимость такой утфелемешалки-кристаллизатора соответствует полезной вместимости вакуум-аппарата.

Поступая в первую утфелемешалку-кристаллизатор (рис. 137), утфель с помощью дисков *2* и лопастей *1* перемешивается и перемещается вдоль оси вала к перегородке *4*, образующей с боковой стенкой корпуса *5* секцию с мешалкой *6*. Из этой секции через проем *8* утфель переходит в следующую утфелемешалку-кристаллизатор, где движется в обратном направлении и т. д. Навстречу потоку утфеля через полый вал *7* в пустотелые

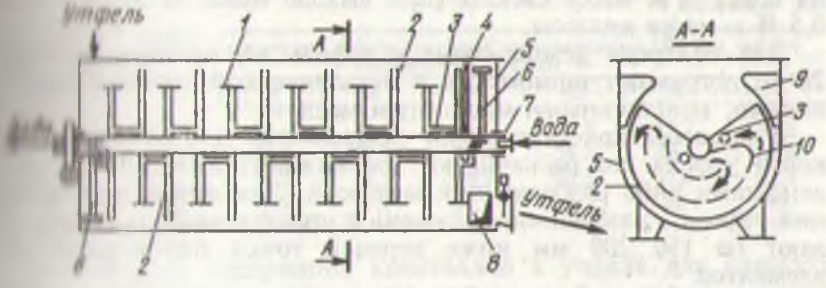


Рис. 137. Схема утфелемешалки-кристаллизатора с дисковой поверхностью теплообмена

диски *2* из напорного сборника (высота 7...8 м) поступают ачные конденсаты, предварительно охлажденные в теплообменнике. Конденсаты подают в охлаждающую последней утфелемешалки, а выводят из второй утфелем (нумерация от приемной утфелемешалки). Температура дающей воды должна быть на 12...14 °С ниже температуры ля во второй утфелемешалке.

Внутри пустотелых дисков *2*, соединенных между собой ками *3*, установлены две фигурные перегородки *10*, напр щие охлаждающую воду в нужном направлении (см. рис разрез *А—А*, направление показано стрелками). Перегород способствуют зигзагообразному движению утфеля вдоль ос фелемешалки.

При противоточном охлаждении утфеля важное значе имеет соответствие снижения температуры утфеля скор кристаллизации сахара. Если утфель охлаждается быстрее, растут кристаллы, то будет расти пересыщение межкристал раствора и будут образовываться мельчайшие кристал («мука»). Если же утфель охлаждается медленнее, чем р кристаллы, то будет снижаться пересыщение межкристал раствора и замедлится процесс кристаллизации. Необход также сохранять оптимальный перепад температур между утф лем и охлаждающей водой, при котором коэффициент пере щения межкристального раствора у теплообменной поверхно не должен быть выше 1,25. При таких условиях новые цент кристаллизации зарождаться не будут. Заданную температуру ф феля на всем пути движения в кристаллизационной устан регулируют изменением количества и температуры охлаждающ воды.

Недоохлаждение утфеля последней кристаллизации на 1 °С к конечной эффективной температуры (например, до 40 °С) спо собствует увеличению содержания сахарозы в мелассе примерно на 0,025 % к массе свеклы (при выходе мелассы 5 %) или на 0,5 % к массе мелассы.

Для контроля температуры в утфель на глубину не менее 20 см погружают термометры в металлической оправе с хвосто виками, заполненными машинным маслом.

В процессе кристаллизации охлаждением для снижения вяз кости утфеля его раскачивают (разжижают) аммиачными кон денсатами либо разбавленной мелассой. Для лучшего смешива ния утфеля с разбавителем уровень в утфелемешалках поддержи вают на 150...200 мм ниже верхней точки перемешивающих элементов.

Обычно разность чистоты межкристального раствора утфеля перед спуском его из вакуум-аппарата и после кристаллизации охлаждением составляет не более 5 %, а между чистотой утфеля и межкристального раствора (в конце охлаждения) — 16...18 %.

Горизонтальные утфелемешалки-кристаллизаторы занимают большие производственные площади, утфель в них при перемешивании чрезмерно насыщается пузырьками воздуха, в результате повышается его вязкость и образуется пена. Дисковые поверхности теплообменников быстро изнашиваются от абразивного воздействия кристаллов. Поэтому на ряде сахарных заводов горизонтальные утфелемешалки заменяют вертикальными ВКВ и ПКВ с регулируемой скоростью охлаждения. Такая утфелемешалка-кристаллизатор производительностью 8,5 т утфеля в час имеет следующие параметры: диаметр 4,5, высоту 14,5 м, площадь трубчатой поверхности теплообмена 170 м^2, частоту вращения мешательного устройства 0,3...0,9 мин$^{-1}$. В системе охлаждения циркулирует вода. Утфель поступает в нее через гомогенизатор, где его смешивают с конденсатами или разбавленной мелассой. Если используют несколько вертикальных кристаллизаторов, то при переходе утфеля из одного кристаллизатора в другой также устанавливают гомогенизаторы.

Основные параметры кристаллизации сахара в утфеле последней кристаллизации. Основными показателями утфеля III (последней) кристаллизации являются содержание СВ, обусловливающее вязкость, чистота мелассы и допустимая чистота утфеля, при которой в нем образуется чрезмерное число кристаллов, значительно повышающих вязкость, в результате чего возникает необходимость прекратить кристаллизацию раньше запланированного времени. Эти показатели определяют в конце уваривания утфеля в вакуум-аппарате следующим образом. Сначала устанавливают чистоту утфеля по средней чистоте используемых оттеков, а затем сравнивают ее с допустимой чистотой, приведенной в табл. 28, которая составлена в зависимости от чистоты «нормальной» мелассы и оптимального содержания кристаллов в утфеле перед центрифугированием.

Таблица 28

Содержание кристаллов в утфеле, %	Допустимая чистота утфеля последней кристаллизации (%) при чистоте «нормальной» мелассы, %						
	54	56	58	60	62	64	66
40	74,2	75,4	76,5	77,6	78,7	79,7	80,8
42	75,2	76,3	77,3	78,4	79,5	80,6	81,6
44	76,1	77,2	78,2	79,3	80,3	81,4	82,4
46	77,1	78,1	79,1	80,1	81	82	83

Оптимальное содержание кристаллов в утфеле для данного завода принимают на основании наблюдений и опыта работы: для утфелемешалок с перемешивающим устройством разных конструкций эта величина колеблется в интервале 40...46 %.

Если чистота увариваемого утфеля оказалась выше допусти-

мой, установленной по табл. 28, то в конце уваривания в в
ум-аппарат для снижения чистоты утфеля вводят мелассу,
бавленную водой до содержания сухих веществ 78...80 % и на
тую до 85...90 °С. После смешивания с мелассой утфель на
жают в приемную утфелемешалку.

Количество добавляемой мелассы (% к массе утфеля)

$$Q_м = 100\ CB_у\ (Ч_у - Ч_{доп})/[CB_м\ (Ч_у - Ч_м)],$$

где $CB_у$, $CB_м$, $Ч_у$, $Ч_м$ — содержание сухих веществ и чистота соответст
сваренном утфеле (в вакуум-аппарате) и добавляемой мелассе, %; $Ч_{доп}$ —
тимая чистота, определяемая по табл. 28.

При чистоте, не превышающей допустимую, утфель по
ней кристаллизации уваривают до СВ 94...95 %, в конце увари
ния отбирают пробу утфеля, в которой определяют содерж
CB_1, чистоту $Ч_1$ и в зависимости от температуры утфеля и ср
мального содержания кристаллов по табл. 29 находят конеч
содержание сухих веществ CB_2 в утфеле перед спуском из ва
ум-аппарата.

Таблица

Содержание кристаллов в утфеле, %	Содержание CB_2 (%) в утфеле последней кристаллизации в конце кристаллизации сахара при охлаждении до температур, °С						
	30	35	40	45	50	55	
40	89,7	90,3	90,9	91,5	92,0	92,5	93,
42	90,1	90,6	91,2	91,7	92,2	92,7	93,
44	90,4	91,0	91,5	92,0	92,5	93,0	93,

По установленному содержанию сухих веществ в утфеле
конце кристаллизации (CB_2) и содержанию сухих веществ в утф
ле перед спуском его из вакуум-аппарата перед разбавлени
(CB_1) в табл. 30 находят количество воды, необходимое для р
качки утфеля. Половину расчетного количества воды направля
в вакуум-аппарат, а вторую половину — в ту утфелемешал
кристаллизатор, где температура утфеля снизилась до 60...65
Температура воды должна быть на 5 °С выше температуры утфе

Таблица

CB_1 в утфеле, уваренном в вакуум-аппарате, %	Количество воды ($м^3$ на 10 т утфеля), необходимое для получения утфе в конце кристаллизации с содержанием CB_2, %							
	90,5	91	91,5	92	92,5	93	93,5	94
95,5	0,55	0,49	0,44	0,38	0,32	0,27	0,21	0,16
95	0,50	0,44	0,38	0,33	0,27	0,21	0,16	0,11
94,5	0,44	0,38	0,33	0,27	0,22	0,16	0,11	0,05
94	0,39	0,33	0,27	0,22	0,16	0,11	0,05	
93,5	0,33	0,28	0,22	0,16	0,11	0,05		
93	0,28	0,22	0,16	0,11	0,05			

…р. В конце уваривания в вакуум-аппарате получен утфель III кристаллизации с содержанием $СВ_1$ = 95 % и $Ч_1$ = 76,1 %. Чистота «нормальной» … и оптимальное содержание кристаллов 42 %. Определить допустимое содержание $СВ_2$ в утфеле, охлаждаемом в конце кристаллизации до 40 °С.

…ржанию кристаллов 42 % и чистоте «нормальной» мелассы 58 % по … допустимую чистоту утфеля 77,3 %. В нашем примере чистота … составляет 76,1 %, что не превышает допустимую, следовательно, нет … раскачивать утфель мелассой для снижения его чистоты.

…ржанию $СВ_2$ в утфеле при температуре в конце кристаллизации 40 °С … содержании кристаллов 42 % находим по табл. 29. Она равна …

…ательно, для разбавления 10 т утфеля с содержанием СВ 95 % до … соответствии с табл. 30 потребуется 0,416 м^3 воды, а для 40 т утфеля —

Процесс кристаллизации сахара в кристаллизационной установке проводят так, чтобы вязкость межкристального раствора … перед центрифугированием (после нагревания) была приблизительно равна 7,1 Па · с при рабочей частоте вращения ротора центрифуги 1480 мин$^{-1}$ и 4,4 Па · с — при 980 мин$^{-1}$. Если содержание СВ в межкристальном растворе, а следовательно, и вязкость выше установленной, то это может вызвать затруднения при центрифугировании утфеля. При вязкости меньше нормальной увеличивается содержание сахара в мелассе, так как в отделенном растворе больше растворено сахара.

Центрифугирование утфеля. Когда утфель в кристаллизационной установке охладится до температуры, близкой к оптимальной, его нагревают в отдельной утфелемешалке с развитой площадью поверхности теплообмена на 6...8 °С, чтобы снять пересыщение в межкристальном растворе и понизить вязкость. Но нагревание утфеля в дисковой утфелемешалке перед центрифугированием — длительный процесс. В связи с плохим перемешиванием и частичным растворением кристаллов в нем образуются неравномерные температурные и концентрационные поля. Поэтому более предпочтителен способ омического нагревания, основанный на прямом пропускании электрического тока через утфель, при этом электрическая энергия преобразуется в тепловую, быстро и равномерно нагревая утфель до заданной температуры.

В стальном прямоугольном корпусе электрического нагревателя (рис. 138) закреплены два нулевых электрода *5*. Боковые стенки *2* корпуса нагревателя также служат нулевыми электродами. Между ними установлены три фазовых электрода *1*, изолированных от корпуса диэлектрическими пластинами *4*. К фазовым электродам приварены токоведущие штыри *3* для подвода питающего напряжения 380 В.

Утфель из последней утфелемешалки-кристаллизатора самотеком поступает в электрический нагреватель, заполняет пространство между электродами и нагревается на 8...10 °С электрическим током, проходящим от фазовых электродов к нулевым. Из

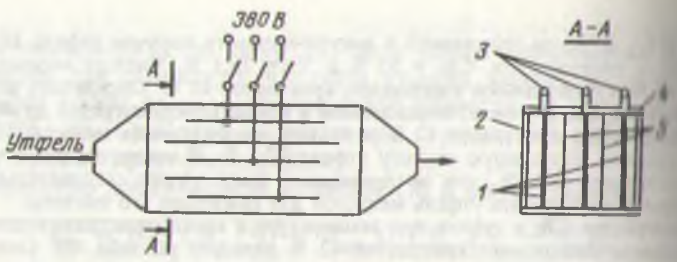


Рис. 138. Схема односекционного электрического нагревателя утфеля последней кристаллизации перед центрифугированием

нагревателя утфель направляется в центрифугу. Весь процесс нагревания утфеля автоматизирован.

Конструкция нагревателя электробезопасна, так как фазовые электроды размещены внутри нагревателя на изоляторах, а корпус вместе с нулевыми электродами составляет единое целое с контуром заземления. Напряжение, подаваемое на электроды, плавно регулируется с помощью тиристорного регулятора.

Одна секция электронагревателя обеспечивает нагревание 12...13 т утфеля в 1 ч при расходе электроэнергии 3,1 кВт/ч. При большей производительности завода две секции соединяют последовательно.

Утфель последней кристаллизации, нагретый до заданной температуры, центрифугируют без промывания сахара с отбором одного оттека — мелассы как в центрифугах периодического действия, так и в конических центрифугах с инерционной выгрузкой сахара.

Загрузка центрифуги ФПН-125 1Л-3 начинается при частоте вращения ротора 207 мин$^{-1}$. Во избежание попадания сахара в мелассу ротор заполняют так, чтобы утфель не доходил до верхнего края на 10...15 мм. При центрифугировании утфеля с повышенным содержанием мелких неравномерных кристаллов и значительной вязкостью межкристального раствора загрузку центрифуг снижают, что способствует уменьшению толщины слоя утфеля в роторе и ускорению процесса.

При выгрузке сахара механическим выгружателем на сите остается слой сахара толщиной 3...5 мм. Для его более полного отделения в процессе выгрузки в пространство между ротором и кожухом центрифуги подают пар, в результате прилипший к поверхности сита сахар отслаивается.

Периодически сита центрифуг пропаривают или промывают горячей водой при малой частоте вращения ротора с отводом

ного раствора в сборник первого оттека утфеля II кристаллизации.

Автоматизированные центрифуги периодического действия с программным управлением при всей их универсальности имеют общие недостатки, поэтому утфели последней и промежуточных кристаллизаций, аффинационный утфель более эффективно уплотнять в конических центрифугах непрерывного действия с ножевой выгрузкой сахара. В центрифугах подобного типа (рис. 139) утфель поступает сверху в нижнюю часть ротора и слоем толщиной до 5 мм под действием центробежной силы, развиваемой вдоль стенки ротора, перемещается снизу вверх по фильтрующей поверхности. Межкристальный раствор проходит через сито и стекает по неподвижной поверхности кожуха, а сахар выходит сверху и отбрасывается на внешнюю стенку кольцевой ловушки. Для повышения чистоты желтого сахара на сито в верхней части конуса следует подавать промывающий оттек.

Если в центрифугах циклического действия подвижный слой сахара у поверхности сита выполняет роль фильтра, задерживая мелкие кристаллы и образуя своды над отверстиями сит, то в конических центрифугах фильтром служит сито, размеры отверстий которого (0,08...0,1 мм) не должны превышать размера кристаллов.

В настоящее время в СНГ выпускают центрифуги непрерывного действия ФПИ-1321К-01 с размером отверстий в фильтрующем сите 0,06 и 0,09 мм и фильтрующей площадью поверхности 1,7 м^2. Центрифуга имеет следующие параметры: максимальный внутренний диаметр ротора 1320 мм, частота вращения 1500 или 1760 мин$^{-1}$, фактор разделения 1650 или 2000, конусность ротора 34°, мощность электродвигателя переменного тока 75 кВт.

Чтобы увеличить размер кристаллов сахара и снизить долю их попадания в оттек, утфель последней кристаллизации следует уваривать на кристаллической основе промежуточного утфеля.

При переработке подпорченной свеклы и получении утфеля последней кристаллизации низкого качества его перед центрифугированием смешивают в разгонно-ускорительном устройстве с небольшим количеством промытого оттека, чтобы снизить вязкость межкристального раствора и толщину пленки на кристаллах. При этом промывной оттек делят на две части: 2/3 вводят в разгонно-ускорительное устройство и 1/3 — в верхнюю часть ротора.

Центрифуги непрерывного дейст-

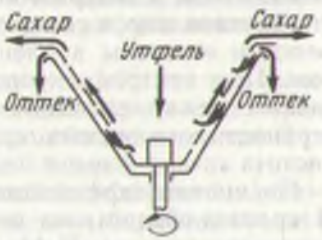


Рис. 139. Схема конической центрифуги непрерывного действия

вия работают без вибрации с любым процентным содержанием кристаллов в утфеле, что дает возможность готовить более концентрированный утфель и глубже истощать межкристальный раствор при его охлаждении в кристаллизационной установке.

Так как продолжительность пребывания утфеля в роторе центрифуги непрерывного действия (3...4 с) увеличить нельзя, то качество кристаллов сахара можно повысить уменьшением производительности центрифуги (для этого снижают среднюю толщину слоя утфеля) или аффинированием сахара последней кристаллизации в аффинаторе и повторным центрифугированием.

Применение центрифуг непрерывного действия вместо периодических для обработки промежуточного, аффинационного и последнего утфелей дает возможность стабилизировать технологический поток в продуктовом отделении.

АФФИНАЦИЯ САХАРА ПОСЛЕДНЕЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ И ПОЛУЧЕНИЕ КЛЕРОВКИ

Цель аффинации — повысить чистоту сахара последней кристаллизации, который после растворения возвращается на уварование утфеля I кристаллизации.

Аффинация сахара. При центрифугировании утфеля последней кристаллизации на поверхности кристаллов сахара в пленке остается 12...18 % межкристального раствора, вместе с которым чистота сахара составляет 93...95 %. Чтобы повысить чистоту, сахар аффинируют, смешивая его в аффинаторе с разбавленным до 74...76 % СВ первым оттеком утфеля I кристаллизации до СВ 89...90 %. Полученный аффинационный утфель перемешивают в течение 20 мин при температуре около 65 °С.

В результате значительной разности концентрации несахаров в пленке на кристаллах (например, $Ч \sim 60$ %) и в аффинирующем растворе ($Ч \sim 82$ %) часть несахаров из пленки переходит (диффундирует) в аффинирующий раствор. При этом чистота повышается, а содержание сухих веществ и вязкость снижаются, что обусловлено в соответствии с табл. 21 уменьшением растворимости сахарозы в пленке, являющейся насыщенным раствором. При центрифугировании аффинационного утфеля с менее вязким межкристальным раствором пленка последнего на поверхности отделяемых кристаллов сахара становится тоньше, а чистота сахара — выше.

По чистоте аффинационный утфель приближается к утфелю II кристаллизации, но по среднему размеру кристаллов значительно отличается. Поэтому их центрифугируют раздельно. Аффинационный утфель центрифугируют при температуре 45...50 °С, на промывание сахара-аффинада расходуют 1 % горячей воды к массе утфеля. Первый и второй оттеки объединяют

промывания чистота сахара, называемого *сахаром-аффина-* повышается до 96...97 %, а цветность снижается в 2...3 раза. аффинационного оттека на 2,5...3 % ниже чистоты аф- ющего раствора, расход которого составляет 4,5...5 % к кассы.

Аффинация сахара III кристаллизации в аффинаторе имеет ственные недостатки: для ее проведения требуется дополни- оборудование (центрифуги, аффинатор, насосы, трубо-), при перемешивании утфеля часть кристаллов сахара ается и при центрифугировании эти осколки попадают в ционный оттек, на промывание кристаллов расходуется и которой часть их растворяется. Поэтому типовую схему ации целесообразно заменять промыванием сахара пос- кристаллизации в центрифугах первым оттеком утфеля I ллизации или мелассой. И тот, и другой продукт должны разбавлены до содержания сухих веществ 74...76 % и нагре- 80...85 °С. Раствор для промывания подают в центрифугу форсунки сразу же после отделения основной массы меж- ального раствора. Этот момент определяют с помощью уст- , которое устанавливают на кожухе центрифуги (разра- И. Г. Андреева, А. Р. Сапронова и А. А. Славянского). Не- мо от качества и вязкости утфеля подача промывающего включается автоматически в тот момент, когда заканчи- отделение основной массы межкристального раствора ут-

Если на промывание сахара в центрифугах используют пер- оттек утфеля I кристаллизации, то после центрифуг оттек ают отдельно от мелассы и возвращают на уваривание ут- последней кристаллизации. При этом расход промывающе- раствора сокращается в несколько раз по сравнению с его ом в аффинаторе, что дает возможность использовать первого оттека утфеля I кристаллизации на уваривание II кристаллизации и сократить таким образом массу ува- продуктов на последней ступени кристаллизации. Чис- разбавленной мелассы, используемой на промывание сахара ей кристаллизации, на выходе из центрифуги повышает- ого лишь на 0,4...0,5 %.

Немецкая фирма «Букау-Вольф» объединила оба эти процесса аффинацию сахара в аффинаторе и промывание его в центри-) и разработала для этого непрерывнодействующую сдвоен- центрифугу с инерционной выгрузкой осадка.

Центрифуга (рис. 140) представляет собой подвесной качаю- ротор с двумя коническими ситчатыми барабанами: для ительного *7* и дополнительного *11* центрифугирования. рабаны закреплены на общем валу *4*, вращающемся с частотой мин$^{-1}$. Фактор разделения на верхнем барабане составляет , на нижнем — 1940.

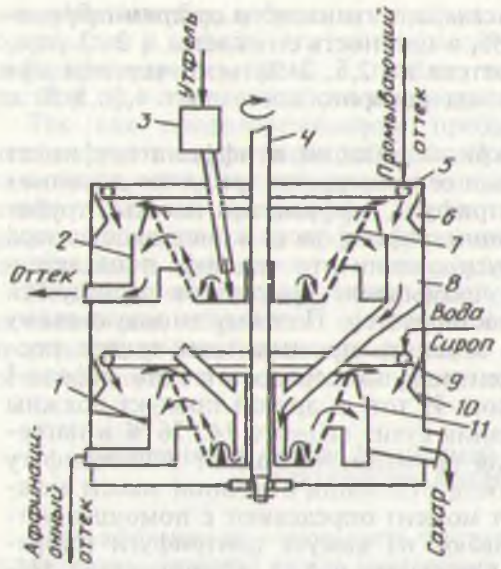


Рис. 140. Схема конической сдвоенной центрифуги непрерывного действия

Перед центри-
рованием утфель
жижают
мелассой или
водой и
подают из сборника
распределитель
него барабана
коническому
му ротору сахар
мещается вверх и
напора поступает
в распределитель
ля. На внутренней
роне корпуса
фуги на высоте
кристаллов
кольцевая ловушка
для их улавливания
Через кольцевой
пылитель *5*,
женный
поток
сахара подается
гретый промывающий
раствор (разбавленный оттек) и смешивается с ним, образуя
поверхности кольцевой ловушки *6* подвижный слой, который
смягчает удары потока сахара. При этом значительно снижается
разрушение кристаллов, а кинетическая энергия потока используется на перемешивание кристаллов сахара и промывающего раствора, что заменяет процесс в аффинаторе.

Оттек, образующийся в процессе предварительного центрифугирования в верхнем барабане, поступает в кольцевой сборник
и выводится из центрифуги. Смесь кристаллов сахара и раствора
с кольцевой ловушки *6* по трубе *8* поступает в нижний барабан
11, вновь центрифугируется и промывается водой или сиропом
из распылителя *9*. Из барабана сахар-аффинад выгружается на
нижнюю кольцевую ловушку *10*, а аффинационный оттек выводится через нижний кольцевой сборник *1*.

Получение клеровки. Сахар-аффинад и сахар II кристаллизации растворяют в фильтрованном соке II сатурации до такого содержания сухих веществ, чтобы при смешивании с сиропом из выпарной установки получить общий сироп плотностью около 65 %. Желтый сахар и сахар-аффинад растворяют в клеровочном аппарате (горизонтальной мешалке непрерывного действия), который рассчитан на 15-минутную длительность растворения. Для снижения интенсивности образования красящих веществ и ра-

сахарозы температуру клеровки поддерживают на уров-
, а pH 7,5...8,0, добавляя при необходимости в клеровоч-
аппарат отстой известкового молока либо раствор тринат-
фосфата. Полученную клеровку направляют на сульфитацию
с сиропом из выпарной установки.

При уваривании утфеля I кристаллизации из всей массы ка-
веществ, поступающих в вакуум-аппараты с сиропом и
, примерно 1/3 приходится на клеровку сахара II и III
кристаллизаций. Причем последние — наиболее «вредные», так
в процессе кристаллизации сахаров II и III кристаллизаций
внедрились в кристаллы селективно. Поэтому клеровку саха-
перед смешиванием с сиропом следует очищать активным
, дефекосатурацией и другими физико-химическими спосо-

Пример. Определить состав клеровки, полученной при растворении 10 кг
последней III кристаллизации ($CB = 98{,}3$ %; $CX = 94{,}1$ %) и 9 кг сока II
сатурации ($CB = 15{,}4$ %; $CX = 14{,}3$ %).

Состав сахара III кристаллизации (кг): $CB = 10 \cdot 98{,}3/100 = 9{,}83$; $CX = 10 \times$
$\times 94{,}1/100 = 9{,}41$. Состав сока II сатурации (кг): $CB = 9 \cdot 15{,}4/100 = 1{,}39$; $CX = 9 \times$
$\times 14{,}3/100 = 1{,}29$.

Состав клеровки (кг): $CB = 9{,}83 + 1{,}39 = 11{,}22$; $CX = 9{,}41 + 1{,}29 = 10{,}7$;
$10 + 9 = 19$.

Состав клеровки (%): $CB = 11{,}22 \cdot 100/19 = 59{,}05$; $CX = 10{,}7 \cdot 100/19 =$
$= 56{,}32$; чистота $= 10{,}7 \cdot 100/11{,}22 = 95{,}37$.

ПОТЕРИ САХАРА ПРИ УВАРИВАНИИ УТФЕЛЕЙ И ПО ЗАВОДУ В ЦЕЛОМ

В продуктовом отделении завода потери сахарозы в среднем составляют 0,1...0,2 % к массе свеклы. Эти потери связаны с уносом капель пены с утфельным паром, с инвертированием и карамелизацией сахарозы, микробиологическими процессами, меланоидиновой реакцией. Потери сахарозы сильно возрастают: при pH < 7, увеличении температуры или продолжительности уваривания утфеля, а также в результате длительного пребывания сиропа с клеровкой и оттеков в сборниках перед вакуум-аппаратами при высокой температуре.

При инвертировании сахарозы образуются фруктоза и глюкоза, которые под воздействием температуры и гидроксильных ионов (OH^-) разлагаются до органических кислот, а также вступают в реакцию с аминосоединениями (меланоидиновая реакция). При протекании меланоидиновой реакции и в результате жизнедеятельности микроорганизмов в утфеле выделяются пузырьки газов (CO_2, NO_2, NH_3, H_2), которые вызывают образование пены и унос капель с утфельным паром. Образование пены может быть обусловлено также повышенным содержанием сапонина в сиропе и наличием продуктов гидролиза пектиновых и белковых веществ. Наиболее часто в сиропе с клеровкой пена образуется на стадии

сгущения продукта, когда интенсивно выпаривается вода, р
меняется разрежение в вакуум-аппарате или с подкачкой
вводят избыточное количество перегретого сиропа. Наиболе
вержены пенению утфели, имеющие кислую реакцию, и утф
высокой концентрацией несахаров (например, в процессе
таллизации утфеля охлаждением в утфелемешалках-крист
торах). С усилением пенообразования увеличивается вяз
феля, что замедляет кристаллизацию сахарозы и является
ной повышения содержания сахара в мелассе.

Для подавления пенообразования в вакуум-аппарат вводя
ногасители (растительное масло, поверхностно-активные в
ва), подщелачивают утфель раствором тринатрийфосфата
NaOH перед выгрузкой его из вакуум-аппарата либо посте
снижают разрежение в вакуум-аппарате. Для погашения пен
фективно также подкачивать в вакуум-аппарат сироп или от

Для ингибирования (торможения) реакций инвертирования
харозы, образования красящих веществ, подавления мелан
новой реакции в увариваемые продукты можно добавлять сул
ты, гидросульфиты (например, сульфит натрия Na_2SO_3 в кол
стве 0,02...0,03 % к массе утфеля). При этом интенсив
нарастания цветности утфеля снижается в 1,5...2 раза, а pH
навливается в оптимальной для сахарозы зоне (pH 7,5...8,0).
улавливания капель утфельной массы, уносимой с утфел
паром, между вакуум-аппаратами каждой ступени кристалли
и вакуум-конденсационной установкой устанавливают допол
вместимостью, равной вместимости одного вакуум-аппарата.

Общие потери сахарозы на свеклосахарном заводе, отне
ные к массе свеклы, поступившей в переработку, по данн
УкрНИИСПа, в среднем составляют 1,12 %; из них 0,38 %
учтенные (в жоме, фильтрационном осадке) и 0,74 % — неучт
ные. Только от термохимического разложения теряется 0,67
сахарозы (0,17 % — в диффузионных установках; 0,11 % — в
коочистительном отделении; 0,11 % — в выпарной установ
0,17 % — в продуктовом отделении; 0,01 % — в конденсат
0,1 % — нерасшифрованные).

Если потери сахарозы в жоме и фильтрационном осадке м
определить инструментальными методами, то термохимичес
потери можно только вычислить, например, по уравнению, по
лученному в соответствии с теорией термохимической устой
вости сахарозы в растворах, разработанной А. Р. Сапроновым
Р. А. Колчевой.

В интервале pH_t от 0 до 12 и температур от 20 до 140 °С э
уравнение имеет вид

$$K_t = 10^{16,806 - 5666,17/T - pH} + \\ + 10^{20,1676 - 9064,69/T - 0,017053\,T + 0,57\,pH}, \quad (74)$$

… константа скорости реакции гидролиза сахарозы, мин$^{-1}$; T — температура по шкале Кельвина.

…кислой среде (pH 0...7), где влияние гидроксильных ионов … гидролиз сахарозы незначительно, их можно не учитывать. … уравнение (72) в логарифмической форме примет вид

$$\lg K = 16{,}806 - (5666{,}17/T) - \text{pH}. \qquad (73)$$

…щелочной среде (pH 8,5...12,0), наоборот, преобладает действие гидроксильных ионов, и уравнение (72) примет иной вид:

$$\lg K = 20{,}1676 - (9064{,}69/T) - 0{,}017053\ T + 0{,}57\ \text{pH}. \qquad (74)$$

На рис. 141 представлены экспериментальные данные и результаты вычисления констант K по уравнению (72) с интервалом … Из этих данных видно, что изотермы $\lg K = f(\text{pH})$ располагаются одна над другой параллельно с минимумом при pH 7,8...8,3. … увеличением температуры … положение $\text{pH}_{\min}$ перемещается … слабощелочной в нейтральную … зону. В интервале pH … 8,5 сахароза наиболее устойчива и термохимические … при ее минимальны. Например, при pH 7,8 и температуре … °С за 60 мин разложится … лишь 0,0034 % сахарозы.

При минимальном значении pH каталитическое действие $[H^+]$ и $[OH^-]$ на сахарозу … одинаковое, поэтому данный … участок кривой называют *нейтралитической точкой*.

Анализируя данные, представленные на рис. 141, видим, что в кислой среде на прямых участках изотерм с изменением концентрации водородных … ионов в 10 раз (pH изменяется на единицу) константа скорости гидролиза сахарозы изменяется тоже в 10 раз. В щелочной

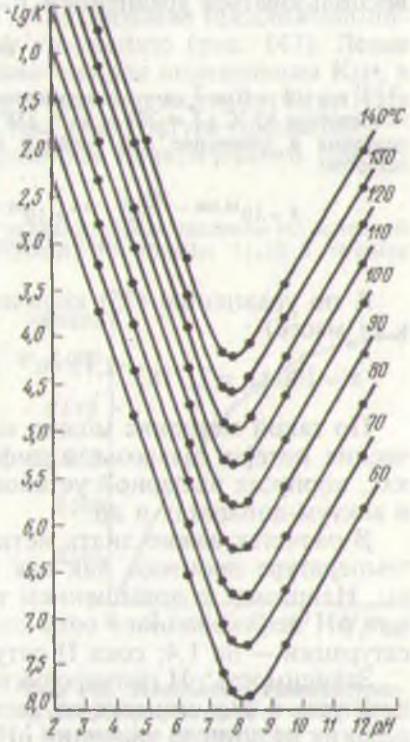


Рис. 141. Зависимость константы скорости гидролиза сахарозы от pH при температурах 60...140 °С

среде при десятикратном увеличении концентрации гидро[ных ионов (pH изменяется на единицу) константа скорости [ции возрастет в 3,7 раза.

Энергия активации гидролиза сахарозы в кислой [108,5 кДж/моль, в щелочной — 90 кДж/моль, она не зави[pH, температуры, концентрации сахарозы и вязкости раст[

Таким образом, по технологическим параметрам тог[иного процесса (pH, температура, продолжительность р[по уравнению (72) можно вычислить константу скорости г[лиза, а количество разложившейся сахарозы (термохими[потери) — по известному из физической химии уравнению

$$x = a\,(1 - e^{-K\tau}),$$

где x — количество разложившейся сахарозы, % к массе сахарозы; a — [концентрация сахарозы в растворе (если вычислять в %, то принимаем [K — константа скорости гидролиза сахарозы, мин$^{-1}$; τ — продолжительность [ции, мин.

Чтобы исключить математическое действие с логариф[при разложении сахарозы не более 10 % вместо (75) м[воспользоваться уравнением Р. А. Колчевой

$$x = aK\tau.$$

Пример. Сок I сатурации находился в гравитационном отстойнике [температуре 85 °С (T = 273 + 85 = 358 К) и pH_{85} 9,8 (pH_{20} 11,1). Подстави[значения в уравнение (72), найдем константу скорости реакции разло[сахарозы.

$$K = 10^{16,806 - \frac{5666,17}{358} - 9,8} + 10^{20,1676 - \frac{9064,69}{358} - 0,017053\,358 + 0,57 \cdot 9,8}$$

$$= 10^{-8,8228} + 10^{-5,6718} = 2,13 \cdot 10^{-6}\ \text{мин}^{-1}.$$

А по уравнению (75) количество разложившейся сахарозы [к ее массе)

$$x = 100\,(1 - 2,7183^{-2,13\ 10^{-6} \cdot 120}) = 100\,(1 - 0,9997) = 0,03\ \%$$

По такой методике можно вычислить неучтенные термохими[ческие потери сахарозы: в диффузионных аппаратах, отстойни[ках, корпусах выпарной установки, сборниках сиропа и оттеко[в вакуум-аппаратах и др.

В расчетах важно знать истинное значение pH, т. е. pH при [температуре процесса, так как он сильно зависит от температу[ры. Например, с повышением температуры от 20 до 80 °С значе[ние pH дефекованного сока снижается примерно на 1,5; сока I [сатурации — на 1,4; сока II сатурации — на 1,1; сиропа — на 0,[

Зависимость pH полупродуктов сахарного производства от тем[пературы в большинстве случаев близка к линейной, и для опре[деления истинного значения pH можно предложить уравнение

$$pH_t = pH_{20} + (-\Delta pH/\Delta t)\,(t - 20^\circ), \qquad (77)$$

$\Delta pH/\Delta t$ — температурный коэффициент pH; t — температура процесса, °С.

Температурный коэффициент pH определяют на заводе в производственный сезон несколько раз, измеряя pH продуктов при 30, 40, 50 и 60 °С. По этим данным для каждого продукта строят усредненный график и, выбирая на прямой какое-либо значение pH_t, по уравнению

$$\Delta pH/\Delta t = (pH_t - pH_{20})/(t - 20^\circ) \qquad (78)$$

вычисляют температурный коэффициент для данного продукта и периода производства, который затем подставляют в уравнение (77).

На рис. 142 приведена примерная зависимость температурного коэффициента pH продуктов сокоочистительного отделения от pH_{20} (среднее значение для нескольких заводов Центрально-Черноземной зоны). Для продуктов свеклосахарного производства эта величина отрицательная.

Практическое применение уравнения (72) в условиях производства затруднительно, поэтому Г. А. Ермолаева предложила номограмму, эквивалентную данному уравнению (рис. 143). Левая крайняя шкала температур предназначена для определения K_{H^+}, а правая крайняя шкала температур — для нахождения K_{OH^-}. На средней шкале даны значения pH_t при температуре процесса.

Ниже приведены несколько примеров практического применения номограммы.

Пример 1. Определить количество разложившейся сахарозы на основной стадии очистки, проводившейся при температуре 85 °С и pH_{85} 11,25 в течение 90 мин.

На номограмме (см. рис. 143) точку 11,25 на шкале pH соединим прямыми линиями с точкой 85 на левой шкале температур, а затем с точкой 85 на правой шкале температур. На пересечении со шкалой K_{H^+} находим величину $7 \cdot 10^{-11}$ мин$^{-1}$, а на пересечении с шкалой K_{OH^-} — $1{,}5 \cdot 10^{-5}$ мин$^{-1}$. Общая константа

$$K = 7 \cdot 10^{-11} + 1{,}5 \cdot 10^{-5} \approx 1{,}5 \cdot 10^{-5} \text{ мин}^{-1}.$$

Величина $7 \cdot 10^{-11}$ чрезвычайно мала (на 6 порядков меньше по сравнению с $1{,}5 \cdot 10^{-5}$), поэтому в расчетах ее не учитывают.

Подставив общую константу K в уравнение (75), вычислим количество разложившейся сахарозы x (% к ее массе):

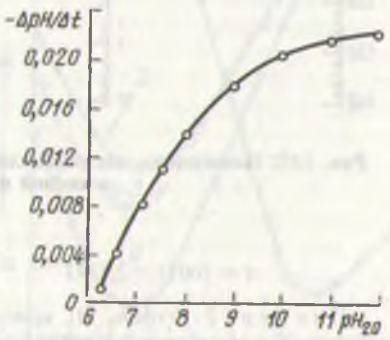


Рис. 142. Зависимость температурного коэффициента $\Delta pH/\Delta t$ соков свеклосахарного производства от pH_{20}

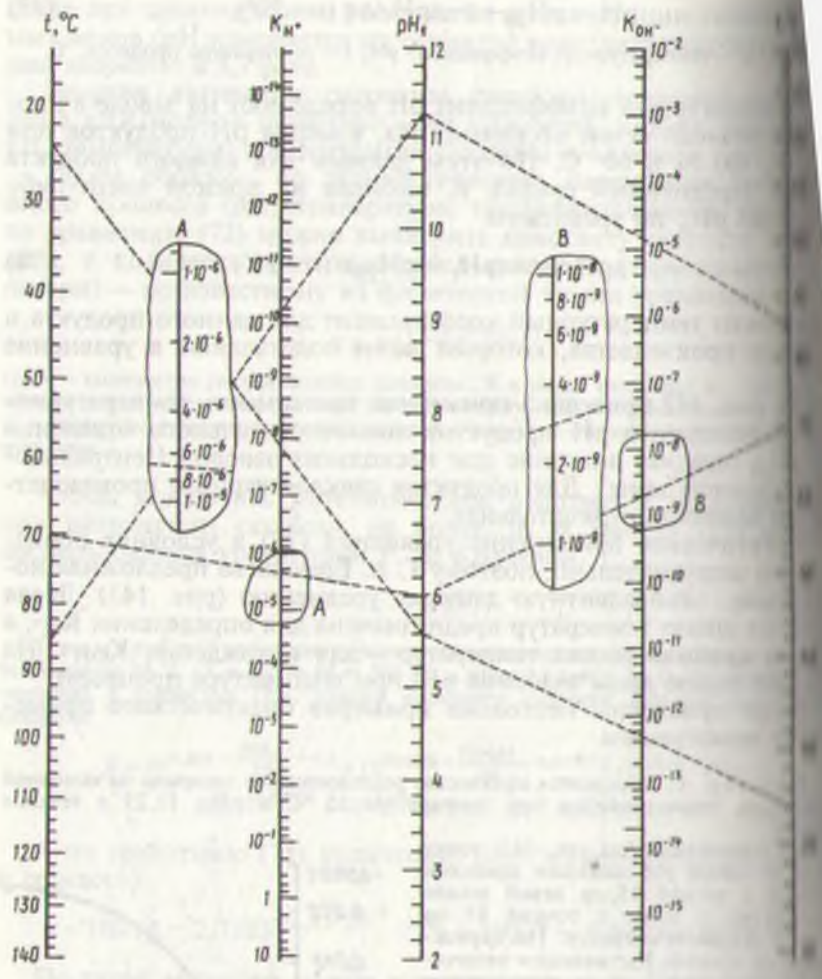


Рис. 143. Номограмма для определения констант скорости гидролиза сахарозы в кислой и щелочной средах

$$x = 100\,(1 - 2{,}7183^{-1{,}5 \cdot 10^{-5}\ 20}) = 100\,(1 - 0{,}9997) = 0{,}03$$

Пример 2. Утфель III кристаллизации уваривали в вакуум-аппарате в течение 10 ч при средней температуре 70 °С и pH_{70} 6. Необходимо определить по номограмме потери сахарозы от разложения (% к массе сахарозы).

Точку 6 на шкале pH соединим прямыми с точкой 70 на левой шкале температур и точкой 70 на правой шкале температур. На пересечении со шкалами K_{H^+} и K_{OH^-} найдем $K_{H^+} = 3 \cdot 10^{-6}$ мин$^{-1}$ и $K_{OH^-} = 2 \cdot 10^{-9}$ мин$^{-1}$.

$$K = 3 \cdot 10^{-6} + 2 \cdot 10^{-9} = 3{,}002 \cdot 10^{-6} \text{ мин}^{-1};$$

$$x = aK\tau = 100 \cdot 3{,}002 \cdot 10^{-6} \cdot 600 = 0{,}18012 \ \%.$$

...в вакуум-аппарате находилось, например, 25 т сахарозы, то за 10 ч в ... только от термохимического воздействия разложилось 25 · 0,18/100 = ... т сахарозы, или 59,5 кг.

...р 3. На складе в течение 2,5 мес хранилось 5 тыс. т мелассы ... чистота 60 %, pH_{24} 5,6) при температуре 24 °С. Определить количе... разложившейся в результате термохимических реакций.

...нограммме (см. рис. 143) находим $K_{H^+} = 2 \cdot 10^{-8}$ мин$^{-1}$; $K_{OH^-} =$ ... мин$^{-1}$; $K = 2 \cdot 10^{-8} + 5 \cdot 10^{-13} = 2 \cdot 10^{-8}$ мин$^{-1}$.

...ставив K в уравнение (76), получим

$$x = 100 \cdot 2 \cdot 10^{-8} \cdot 108000 = 0{,}216 \ \%.$$

...СВ = 80 % и чистоте 60 % в 5000 т мелассы содержится 2400 т сахарозы. ...хранения при 24 °С разложится 2400 · 0,216/100 = 5,184 т сахарозы.

При термохимическом разложении моносахаридов сохраняются те же закономерности, что и при разложении сахарозы, т. е. они, как и сахароза, подчиняются теории кислотно-основного катализа. Только изокаталитическая точка реакции разложения моносахаридов находится в более кислой среде при pH 4.

На рис. 144 представлена зависимость $\lg K = f(\text{pH})$ для сахарозы (кривая *1*), фруктозы (кривая *2*), инвертного сахара (кривая *3*) и глюкозы (кривая *4*). Причем в изокаталитической точке константа скорости разложения фруктозы в 10 раз больше, чем глюкозы, а с повышением щелочности среды до pH_t 9,5 эта разница снижается до нуля. В интервале pH_t 8... 11 константы скорости разложения глюкозы и фруктозы близки, что объясняется явлением эпимеризации моносахаридов в щелочной среде (эпимеризация — это взаимопревращения глюкозы и фруктозы). Предполагается, что в средах с pH > 8 устанавливается равновесие



Рис. 144. Зависимость константы скорости гидролиза lgK сахарозы и моносахаридов от pH

между реакциями распада и эпимеризации, и разложение [illegible] происходит при постоянном соотношении глюкозы и фрукт[illegible] близком к 2,5. В сильнощелочных средах доля глюкозы в инв[illegible]ном сахаре возрастает до 90 %, а доля фруктозы снижает[illegible] 10 %.

Константу скорости разложения моносахаридов можно [illegible] числить по уравнениям

для глюкозы

$$K = 10^{15,707 - 7219,18/T - 0,72\,pH} + 10^{25,0106 - 10260,39/T - 0,017053T + 0,77pH},$$

для фруктозы

$$K = 10^{9,991 - 4850,2/T - 0,54\,pH} + 10^{22,3286 - 8529,29/T - 0,017053T + 0,54pH},$$

для инвертного сахара

$$K = 10^{13,679 - 6334,28/T - 0,59pH} + 10^{24,5636 - 9490,94/T - 0,017053T + 0,58pH}$$

Энергия активации разложения моносахаридов (кДж/м[illegible] средах с pH < 3 составляет: для глюкозы — 138,2; фруктозы [illegible] инвертного сахара — 121,3; в средах с pH > 4 — соответ[illegible] 110,8; 77,7 и 96,1.

Рассматривая реакции разложения сахарозы и моносахари[illegible] в целом, можно сделать вывод, что если нейтральная и слабощ[illegible] лочная среды являются наиболее благоприятными для сохр[illegible] ния сахарозы, то глюкоза, фруктоза и инвертный сахар в [illegible] средах разлагаются с большей скоростью. Например, при pH [illegible] скорость разложения сахарозы близка к минимальной, а у глю[illegible] козы она в 250 раз больше, чем в ее изокаталитической точ[illegible] (pH 3,5). Это объясняется тем, что в средах с pH > 4 под воздей[illegible] ствием гидроксильных ионов происходит увеличение концентра[illegible] ции оксикарбонильной формы моносахарида, обладающей бо[illegible] высокой реакционной способностью, чем полуацетальная (цик[illegible] лическая) форма.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ ПРОДУКТОВОГО ОТДЕЛЕНИЯ

Рациональная технологическая схема продуктового отделения свеклосахарного завода должна иметь столько ступеней кристал[illegible] лизации, чтобы при переработке свеклы среднего качества обе[illegible]

максимальное обессахаривание мелассы с суммарным эффектом кристаллизации 30...33 % и коэффициентом извлечения около 78 % (*эффект кристаллизации* — это разность между чистотой сиропа с клеровкой и чистотой мелассы, образующейся при кристаллизации сахарозы в соответствующем продукте; *коэффициент извлечения сахара* — процентное отношение массы сахарозы в сахаре-песке к сахарозе в переработанной свекле).

Типовая трехкристаллизационная схема. Наиболее полно этим требованиям соответствует трехкристаллизационная технологическая схема с аффинацией сахара III кристаллизации первым продуктом утфеля I кристаллизации, принятая на отечественных заводах в качестве типовой. Эта схема (рис. 145) с учетом использования современного оборудования обеспечивает получение стандартного сахара-песка при минимальном содержании сахарозы в мелассе.

Сульфитированная и фильтрованная смесь сиропа с клеровкой (раствор сахара II кристаллизации и сахара-аффинада) температурой примерно 85 °С из сборника *1* поступает в вакуум-аппараты *2*, где уваривается до содержания сухих веществ 92,5 %. Готовый утфель I кристаллизации выгружают в приемную утфелемешалку *35*. Освободившийся вакуум-аппарат промывают и пропарку присоединяют к утфелю I кристаллизации. Из утфелемешалки *35* утфель подают через утфелераспределитель *14* в центрифуги *33*, где его центрифугируют и промывают горячей водой с отбором двух оттеков (первого и второго). Разность чистоты оттеков должна быть 5...7 %.

Промытый сахар-песок с содержанием влаги 1...1,5 % выгружают на вибротранспортер *32*, а затем элеватором *10* поднимают в сушильную установку *11*, где сахар-песок высушивают горячим, а затем охлаждают холодным воздухом. Полученный сахар-песок представляет собой смесь кристаллов различной величины. Содержит ферромагнитные примеси. Из сушильной установки сахар-песок подают в сортировочную машину *15*, где его разделяют на три фракции по размеру кристаллов. Далее сахар-песок направляют в бункеры *16* и затем — в фасовочное отделение. Ферромагнитные примеси улавливают электромагнитным сепаратором, подвешенным над ленточным транспортером *14*.

Воздух, отсасываемый вентилятором из сушильной установки, очищают от сахарной пыли в циклонах сухой *12* и влажной *13* очистки. Уловленную сахарную пыль из циклонов и комки сахара-песка из сортировочной установки растворяют соком II сатурации в мешалке *17*, и раствор подают в клеровочный аппарат *36*.

Первый и второй оттеки, полученные при центрифугировании утфеля I кристаллизации, перекачивают соответственно в сборники *3* и *4*. Из этих оттеков в вакуум-аппаратах *5* уваривают

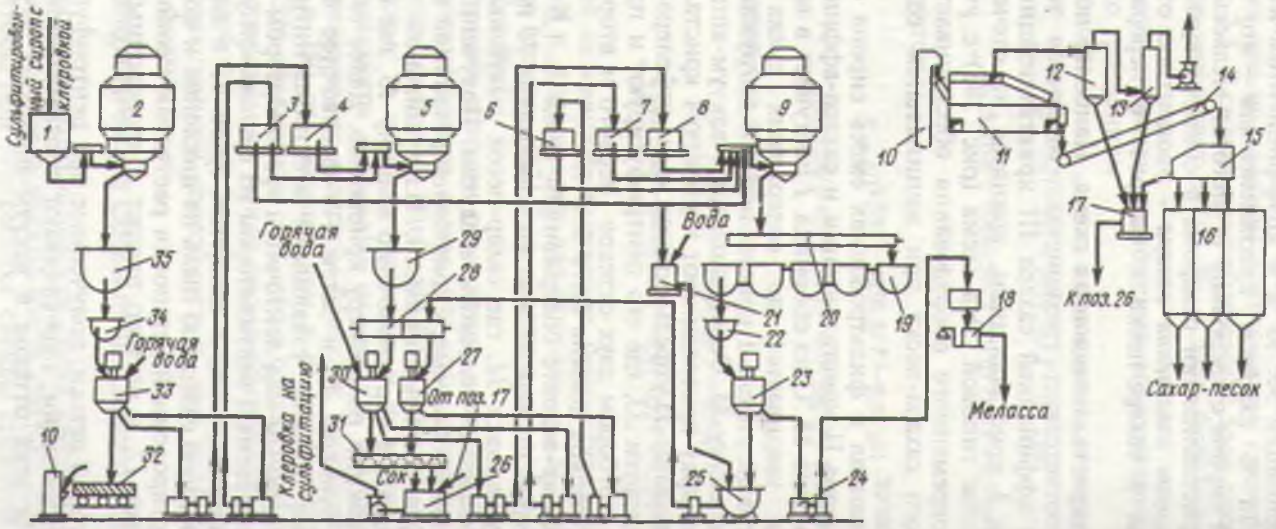


Рис. 145. Типовая технологическая трехкристаллизационная схема продуктового отделения

II кристаллизации до СВ = 92...93 %, забирая сначала ..., а затем первый оттеки. Готовый утфель спускают в приемную утфелемешалку *29*, туда же из вакуум-аппарата направляют ...парку. Через утфелераспределитель *28* утфель поступает в ...фуги *30*, где он центрифугируется. Сахар промывают горячей водой, отбирая два оттека с разностью в чистоте 4...5 %. ...ый оттек перекачивают в сборник *7*, второй — в сборник *8*. ...р II кристаллизации из центрифуг *30* подают шнеком *31* в ...очный аппарат *26* и растворяют в фильтрованном соке II ...рации.

...ля уваривания утфеля III кристаллизации в вакуум-аппарат *9* ...довательно поступают сначала второй, а затем первый оттеки утфеля II кристаллизации из сборников *8* и *7* и аффинационный оттек из сборника *6*. При необходимости на заводку кристаллов берут первый оттек утфеля I кристаллизации из сборника ... Содержание сухих веществ в утфеле III кристаллизации доводят до 94...95 %. Затем раскачивают его водой или мелассой до ...тимого содержания СВ и через приемную утфелемешалку ... спускают в кристаллизационную установку *19*, где проводят ...лительную кристаллизацию сахара при искусственном охлаждении. В последней утфелемешалке кристаллизационной установки утфель для снятия избыточного пересыщения межкристального раствора нагревают на 5...10 °С и через утфелераспределитель *22* подают в центрифуги *23*, где его центрифугируют без ...мывания сахара водой с отбором одного оттека — мелассы в ...рник *24*. Из сборника *24* меласса направляется на весы *18*, ... ее взвешивают и перекачивают в емкости на хранение. Оттек ... промывки сит центрифуг утфеля III кристаллизации направляют в сборник аффинационного оттека.

Сахар III кристаллизации смешивают в аффинаторе *25* с первым оттеком утфеля I кристаллизации, разбавленным в сборнике ... водой до содержания сухих веществ 74...76 %, получая аффинационный утфель с содержанием сухих веществ 89...90 %. Аффинационный утфель центрифугируют на центрифугах *27* отдельно от утфеля II кристаллизации. Сахар-аффинад промывают горячей ..., отбирая оба оттека вместе и направляя их в сборник *6*. Туда же поступает сироп, образовавшийся при промывании сит в центрифугах *27*. Сахар-аффинад подают шнеком *31* в клеровочный аппарат *26* и растворяют фильтрованным соком II сатурации вместе с сахаром II кристаллизации. Клеровку направляют на ...фитацию вместе с сиропом из выпарной установки.

Если при переработке свеклы пониженного качества на уваривание поступает сироп с клеровкой чистотой 91...92 %, то часть первого оттека утфеля I присталлизации рекомендуется направлять на уваривание утфеля III кристаллизации.

Схема уваривания утфеля III кристаллизации с использованием ... утфеля II кристаллизации. Приведенная выше кристаллиза-

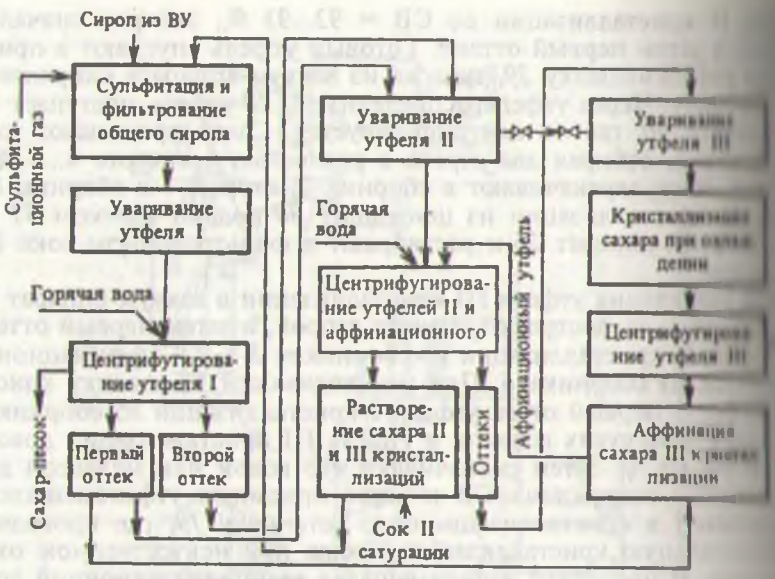


Рис. 146. Трехкристаллизационная технологическая схема с использованием части утфеля II кристаллизации для уваривания утфеля III кристаллизации

ционная схема рассчитана на переработку свеклы удовлетворительного качества, когда чистота сиропа с клеровкой не ниже 91 %. При переработке сиропа с клеровкой чистотой ниже 91 % и цветностью более 25 усл. ед. (до 50 усл. ед.) возникают трудности с увариванием утфеля III кристаллизации. Например, заводка кристаллов длится до 60 мин, а размер кристаллов в готовом утфеле в 2...3 раза меньше обычного. Поэтому выделение их из высоковязкого раствора центрифугированием затруднительно. Кроме того, значительно увеличивается цикл утфеля III кристаллизации, а следовательно, растет и цветность сахара. Поэтому многие заводы, перерабатывающие свеклу пониженного качества, переходят на двухкристаллизационную схему, но при этом увеличивается содержание сахарозы в мелассе.

В данных условиях предпочтительнее использовать технологическую схему, включающую три ступени кристаллизации и уваривание утфеля III кристаллизации на кристаллической основе утфеля II кристаллизации без заводки кристаллов. По этой схеме (рис. 146) утфели I и II кристаллизаций уваривают так же, как и по типовой схеме, а после завершения цикла уваривания утфеля II кристаллизации часть его по специальному трубопроводу диаметром 200...250 мм, оснащенному задвижками у каждого вак-

аппарата и устройством для пропаривания, перетягивают в установленный к работе вакуум-аппарат III кристаллизации. И этой кристаллической основе уваривают утфель III кристаллизации, используя для наращивания кристаллов смесь оттеков утфеля II кристаллизации и аффинационного оттека. При этом аффинационный утфель центрифугируют вместе с утфелем III кристаллизации.

Для сохранения стабильных показателей кристаллизации и центрифугирования утфеля последней кристаллизации его чистоту необходимо поддерживать в пределах 76...78 % независимо от качества перерабатываемого сырья. Поэтому массу утфеля II кристаллизации, отбираемого в качестве кристаллической основы для уваривания утфеля III кристаллизации, вычисляют по уравнению

$$G_{II} = G_{III}\,(Ч_{уIII} - Ч_{от})/(Ч_{уII} - Ч_{от}), \qquad (82)$$

где G_{II} — масса утфеля II кристаллизации, отбираемая в вакуум-аппарат III кристаллизации, т; G_{III} — масса утфеля III кристаллизации; $Ч_{уII}$, $Ч_{уIII}$, $Ч_{от}$ — чистота соответственно II и III кристаллизаций и смеси оттеков, подаваемой на уваривание утфеля III кристаллизации, %.

Трехкристаллизационная схема с уариванием утфеля II кристаллизации на основе сахара III кристаллизации (способ Г. Г. Сапронова, В. И. Тужилкина, С. В. Григорова). По схеме (рис. 147) утфель I кристаллизации уваривают из смеси сульфитированных и фильтрованных сиропа и клеровки сахара II кристаллизации с добавлением второго оттека утфеля I кристаллизации. При уваривании утфеля II кристаллизации в вакуум-аппарат сначала набирают аффинационный утфель (*СВ* утфеля 90 %), приготовленный из сахара III кристаллизации и первого оттека утфеля I кристаллизации в количестве, соответствующем первоначальному объему набора вакуум-аппарата. Дальнейшее уваривание проводят, используя первый оттек утфеля I кристаллизации и второй оттек утфеля II кристаллизации.

Аффинационный утфель готовят в аффинаторе, а затем утфельным насосом перекачивают в утфелемешалку, расположенную на площадке рядом с вакуум-аппаратами II кристаллизации и соединенную с ними трубопроводами диаметром 200...250 мм (вместимость вакуум-аппаратов по 40 т утфеля). Трубопровод у каждого вакуум-аппарата снабжен задвижкой и устройством для пропаривания. Вместимость утфелемешалки для аффинационного утфеля на 10 % больше вместимости первоначального набора каждого вакуум-аппарата.

Утфель III кристаллизации уваривают из оттеков утфеля II кристаллизации, а после центрифугирования отбирают один оттек — мелассу. При использовании данной схемы для повыше-

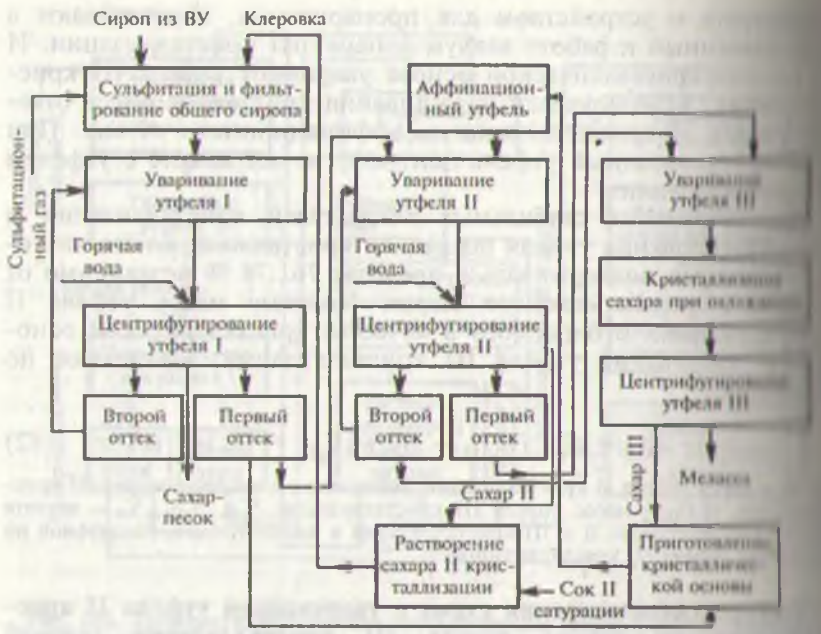


Рис. 147. Трехкристаллизационная технологическая схема с уариванием утфеля II кристаллизации на основе сахара III кристаллизации

ния качества сахар III кристаллизации рекомендуется промывать в центрифугах мелассой, разогретой до 80...85 °С.

Преимущества схемы состоят в том, что цикл уваривания утфеля II кристаллизации сокращается примерно в 2 раза, улучшается гранулометрический состав сахара, в результате чего облегчается центрифугирование утфеля и повышается качество клеровки сахара II кристаллизации, поступающей на уваривание утфеля I кристаллизации, отпадает необходимость в оборудовании для центрифугирования аффинационного утфеля.

Схема уваривания утфеля I кристаллизации из двух сиропов разной концентрации. Продолжительность уваривания утфеля I кристаллизации пониженной чистоты (не более 88 %) обычно составляет 4,5...5 ч, в результате чего существенно сокращается производительность продуктового отделения. В этих условиях целесообразно повышать концентрацию сиропа, поступающего на уваривание утфеля до содержания *СВ* 73...77 %, используя промежуточную межкорпусную сульфитацию и фильтрование сиропа. Концентрированный сироп (*СВ* 73...77 %) используют для начального набора вакуум-аппарата, а для наращивания кристаллов берут сульфитированную смесь сиропа из предва-

...о корпуса выпарной установки и клеровки желтого сахара ...ым содержанием сухих веществ 63...65 %.

...той схеме (рис. 148), включающей пятикорпусную выпар...тановку, сироп из IV корпуса *1* через клапан *2* поступает в ...к *3*, где его смешивают с клеровкой. Смесь сульфитируют ...фитаторе *6* и через напорный сборник *7* направляют на ...рование в фильтры *8*. Чтобы обеспечить бесперебойную ра...трубного сульфитатора, при перебоях с поступлением сиро...IV корпуса выпарной установки сироп с клеровкой из нижней ...ки сборника *7* через клапан *5* возвращается в сборник *3*. ...рованный сироп концентрацией 63...65 % из сборника *9* ...т в сборник *12* перед вакуум-аппаратами. Часть этого сиро...пользуют для наращивания кристаллов, а около 1/3 самоте...правляют в последний V корпус *11* выпарной установки и ...сгущения его до *СВ* 73...77 % насосом подают в сборник *15* ...дуют при начальном наборе вакуум-аппарата *13*. Излишки ...из сборника *12* через переливную трубу возвращаются в ...ник *9*. Уровень сиропа в последнем корпусе выпарной уста...поддерживают путем частичной рециркуляции его через ...рующий клапан *16*.

...ступление сиропа в последний корпус выпарной установки ...руют задвижкой *10* в зависимости от плотности сиропа. ...оснащена приборами *4* и *14* для автоматического контроля ...ности и регулирующими клапанами.

...при таком режиме работы продолжительность сгущения си... в вакуум-аппарате «до пробы» сокращается с 40...50 до ... мин. До минимума сокращаются и соковые подкачки в ...ум-аппарат.

...ифель I кристаллизации уваривать из двух сиропов разной ...нтрации легче, чем ут... из одного концентриро...ого сиропа.

...особ уваривания утфеля ...исталлизации из концент...ванных сиропов. На са...ых заводах не всегда уде... должное внимание ..., с какой концентрацией ...тупает сироп на уварива... утфеля I кристаллиза... В результате этого при ...исталлизации выпаривает...ольшое количество воды, ...ыпаренной в выпарной ...новке. Таким образом, ...кция выпарной установ...частично переносится на

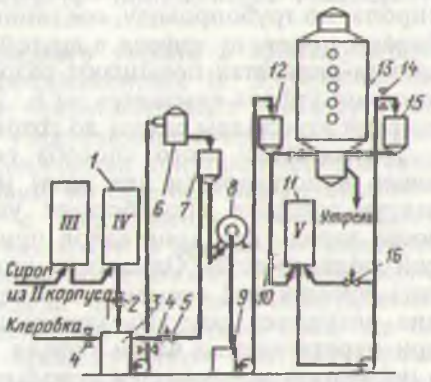


Рис. 148. Технологическая схема уваривания утфеля I кристаллизации из двух сиропов с разной концентрацией *СВ*

вакуум-аппараты, что неизбежно приводит к повышению ра топлива. Если же для уваривания утфеля использовать конц рированные сиропы, содержащие, например, 68...72 % сухи ществ, то их объем, расходуемый на подкачки в момент ра кристаллов, уменьшается. При этом сокращается и расход щего пара на уваривание утфеля.

Сущность способа состоит в том, что перед заводкой крис лов температуру в вакуум-аппарате повышают до 82...84 °С, п крывая воздушный вентиль. Предел повышения температ перед заводкой кристаллов зависит от качества сиропа. П заводки кристаллов температура утфеля постепенно сни до 76...78 °С. При таком температурном режиме умень пересыщение межкристального раствора, что позволяет в 1,1 раза снизить количество сиропа, подаваемого в вакуум-аппар период разделки кристаллов. Производительность вакуум ратов при работе по такому способу выше на 10 %, а расх топлива ниже примерно на 0,5 % к массе свеклы.

Для того чтобы осуществить этот способ, необходимо про дить межкорпусную сульфитацию сиропа, а для того чтобы стро ввести необходимое количество концентрированного сир для снижения пересыщения с 1,25 до 1,1, вакуум-аппараты вм тимостью 40, 60 и 80 т следует оснастить сиропными трубоп водами диаметром соответственно 200, 218 и 243 мм.

Способ уваривания утфеля I кристаллизации на кристалли кой основе (способ А. Р. Сапронова и В. И. Тужилкина). Сущ ность этого способа состоит в том, что после сгущения сиро вакуум-аппарате до необходимого пересыщения для заводки вно сят такое количество кристаллов, которое превышало бы опти мальное по традиционной технологии в 2 раза. После достижени объема утфеля, равного двум объемам первоначального набор сиропа, по трубопроводу, соединяющему два вакуум-аппарата, пе бирают половину утфеля в другой вакуум-аппарат. Затем в обоих вакуум-аппаратах повышают разрежение так, чтобы температура кипения утфеля снизилась на 6...7 °С, и при этих условиях нар щивают кристаллы сахара до готовности утфеля к спуску.

Достоинство этого способа состоит в том, что увеличение числа кристаллов (в два раза) на начальной стадии в первом вакуум-аппарате способствует увеличению массовой скорости роста зародышей кристаллов при сохранении достаточно высо кой подвижности. Одновременно это дает возможность сократить промежуток времени, в течение которого скорость испарения опережает скорость кристаллизации сахарозы. Кроме того, при перетягивании части утфеля из первого аппарата во второй в последнем исключается довольно продолжительная стадия сгу щения сиропа до заводки кристаллов и их наращивания до 0,2...0,3 мм, т. е. до размера, которого они достигают к моменту разделки. В результате этих мероприятий удельная продолжи

...ность уваривания утфеля сокращается на 25...30 % без увеличения расхода пара и улучшается гранулометрический состав ...песка.

Способ уваривания утфеля последней кристаллизации до пониженного содержания сухих веществ. Глубина истощения мелассы в значительной степени определяется качеством утфеля последней кристаллизации. Поэтому в промышленности разработан ряд ...ов, направленных на интенсификацию процесса уваривания в первую очередь этого утфеля. Например, широко распространенный способ П. М. Силина — уваривание утфеля до высокого содержания сухих веществ — дает возможность добиться пониженного пересыщения и получить максимальное количество кристаллической сахарозы еще в вакуум-аппарате.

По способу уваривания утфеля последней кристаллизации в ...ум-аппарате до пониженного содержания сухих веществ (90...92 %), разработанному П. В. Головиным, глубокое истощение межкристального раствора переносится в утфелемешалки-кристаллизаторы, где утфель охлаждается до 30...35 °С без раскачки. Перед центрифугированием его нагревают до 42...45 °С. Утфель с пониженным содержанием *СВ* (90...92 %), но не ниже ...го содержания *СВ*, которое определяется по табл. 29, уваривают быстрее благодаря хорошей циркуляции утфельной массы. Это, в свою очередь, устраняет местные перегревы, приводит к уменьшению распада сахарозы и образованию красящих веществ. Утфель подвижен, легко выгружается из аппарата без раскачивания. Испытания этого способа показали, что при этом повышается чистота желтого сахара и снижается его цветность. Метод П. В. Головина основан на зависимости минимума вязкости от температуры и чистоты насыщенных растворов: с уменьшением чистоты он смещается в область пониженных температур (см. рис. 118).

Способ кристаллизации последнего утфеля с промежуточным центрифугированием. Способ, предложенный Б. Э. Красильщиковым и Ю. М. Жвирблянским, предусматривает промежуточное центрифугирование утфеля из утфелемешалок-кристаллизаторов с целью вывода избыточного количества кристаллического сахара для создания лучших условий истощения межкристального раствора. Сваренный утфель с содержанием сухих веществ 94...95 % поступает вместе с пропаркой в приемную утфелемешалку, а затем в кристаллизационную установку. Избыток кристаллов выше допустимого предела для данного оборудования отделяется предварительным центрифугированием сразу же без охлаждения. Полученный при промежуточном центрифугировании желтый сахар идет в аффинатор или клеровочную мешалку, а оттек разбавляют водой, нагревают на 2...3 °С выше температуры утфеля и возвращают в кристаллизационную установку.

Достоинство способа в том, что кристаллизация охлаждением

проводится при уменьшенном содержании кристаллов в утф
что положительно сказывается на массовой скорости крист
зации и истощении межкристального раствора. По этому
бу удаляют количество кристаллов, равное приросту их и про
се кристаллизации охлаждением.

И. Н. Акиндинов рекомендовал проводить предварител
центрифугирование не сразу после спуска утфеля из вакуум
парата, а когда в нем несколько увеличится масса крист
Полученный при этом оттек возвращают в ту мешалку, из к
рой отбирали утфель на центрифугирование.

Количество утфеля для предварительного центрифугиро
и его температуру он предложил определять по номогра
используя результаты анализа утфеля при спуске из вакуум
рата: чистоту межкристального раствора и «нормальной» м
сы, содержание кристаллов в утфеле.

**Интенсификация уваривания утфелей при механическом пер
мешивании.** Циркуляция продукта в вакуум-аппарате перио
ческого действия происходит под действием гравитационны
сил, возникающих вследствие разности плотностей утфеля
опускных каналах и пароутфельной смеси в подъемных кана
Созданный таким образом напор расходуется на преодолени
гидравлического сопротивления контура циркуляции от нач
до конца. При уваривании утфеля в результате значительно
увеличения вязкости скорость естественной циркуляции умен
шается в 20...30 раз. При этом не только снижается интенси
ность тепло- и массообмена, но и ухудшается качество утфеля
счет образования неоднородных полей пересыщения.

Для создания благоприятных условий кристаллизации сахар
зы необходимо поддерживать скорость движения утфеля в апп
рате в интервале 0,5...1 м/с в течение всего процесса. Этог
можно добиться за счет механического перемешивания утфеля
помощью лопастного циркулятора (рис. 149). Аппарат устро
так. По оси аппарата установлен вертикальный вал *3* с верхни
приводом *1*, на нижнем конце которого крепится турбинка
Вал имеет две опоры: верхнюю из двух шариковых подшипни
ков, нижнюю *6* — из подшипника скольжения с текстолитово
втулкой. Под верхней опорой вала расположено сальниковое
уплотнение *2*, предохраняющее его от проникновения в аппара
воздуха.

Вал циркулятора вращается от привода, состоящего из двух
ступенчатого редуктора и трехскоростного электродвигателя
переменного тока мощностью 50 кВт (для аппарата вместимо
тью 60 т утфеля). По мере сгущения увариваемой массы частота
вращения циркулятора уменьшается от 64 до 43, а затем до
32 мин$^{-1}$.

При уваривании утфеля I кристаллизации в вакуум-аппарате
с циркулятором длительность уваривания сокращается на

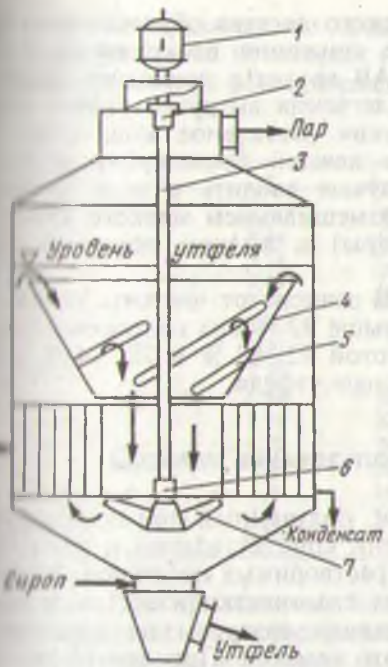


Рис. 149. Вакуум-аппарат с механическим циркулятором и конфузором

10...15 %. На столько же примерно снижаются цветность сахара-песка и содержание золы в нем. Меньше становится друз и связанной воды в кристаллах. Наилучшие результаты получают при уваривании утфеля последней кристаллизации, цикл уваривания которого сокращается почти в 1,5 раза, а содержание кристаллов в утфеле увеличивается на 7... 8 % по сравнению с аппаратом без циркулятора, что объясняется возможностью уваривать утфель до более высокой концентрации сухих веществ.

Недостаток циркулятора в том, что его действие ограничивается нижней зоной аппарата. Для улучшения циркуляции утфеля в верхней зоне аппарата над циркуляционной трубой рекомендуется устанавливать конфузор *4* (см. рис. 149), представляющий собой усеченный конус с щелями *5*, расположенными по винтовой линии, через которые утфель по мере подъема уровня переливается внутрь конфузора и далее опускается по циркуляционной трубе и подхватывается турбинкой циркулятора.

Наряду с другими известными способами для интенсификации процесса кристаллизации сахара используют и синтетические поверхностно-активные вещества (ПАВ). Некоторое ускорение уваривания утфелей путем добавления синтетических ПАВ объясняется снижением образования пены, а следовательно, и вязкости. В сахарной промышленности используют ПАВ: АМГС-50, АМГС-100, «Jntrasol FK» и др.

Рекомендуется дифференцированный способ ввода поверхностно-активных веществ в вакуум-аппараты. После набора сиропа или оттека перед тем, как ввести кристаллическую затравку в вакуум-аппараты, вносят около 1/10 общего количества ПАВ, предназначенного для уваривания утфеля. Действие этой порции ПАВ состоит в уменьшении пенения кипящего раствора

и улучшении гранулометрического состава образующихся кристаллов сахарозы в результате снижения поверхностного натяжения. Примерно 1/3...1/4 ПАВ вводят с последней полуфабрикатной для уменьшения вязкости, облегчения выгрузки утфеля и предотвращения образования «муки». Остальное количество ПАВ подают равными порциями с каждой промежуточной полуфабрикатной. Первую порцию ПАВ лучше вводить в виде затравочной суспензии, приготовленной размешиванием мелкого кристаллического сахара (сахарной пудры) в жидком поверхностно-активном веществе.

Количество вводимого ПАВ зависит от чистоты утфеля: при уваривании утфеля чистотой выше 92 % она составляет 0,001 %, при уваривании утфелей чистотой 82...87 % и 78...84 % — соответственно 0,005 и 0,01 % к массе утфеля.

ПОЛУЧЕНИЕ И ИСПОЛЬЗОВАНИЕ МЕЛАССЫ

Образование мелассы. Оттек, полученный при центрифугировании утфеля последней ступени кристаллизации и содержащий сахарозу, воду и большинство растворимых несахаров, остающихся в диффузионном соке после его очистки известью и образовавшихся в результате разложения сахарозы на последующих стадиях производства, называют *мелассой*. При центрифугировании вместе с межкристальным раствором в оттек переходит часть мелких кристаллов, что повышает его чистоту. Но при этом разность между чистотой мелассы и чистотой межкристального раствора утфеля последней кристаллизации перед центрифугированием не должна превышать 0,5 %. Меласса обладает высокой вязкостью (4...8 Па · с при 40 °С). Дальнейшее выкристаллизовывание из нее сахарозы нецелесообразно, так как на современных центрифугах трудно отделить межкристальный раствор вязкостью более 8 Па · с.

Меласса, будучи в момент центрифугирования утфеля при температуре 40...50 °С практически насыщенным раствором, при перекачивании и хранении в емкостях охлаждается и становится пересыщенным раствором. При этом часть сахара выкристаллизовывается из мелассы и выпадает в осадок.

Основная причина образования мелассы — невозможность полного удаления воды при уваривании утфелей и кристаллизации сахарозы. Кроме того, большинство несахаров свеклосахарного производства, увеличивая растворимость сахарозы, также способствуют образованию мелассы. Об активности отдельных несахаров в мелассообразовании можно судить по их мелассообразующему коэффициенту (m), который показывает, сколько килограммов сахарозы удерживается 1 кг несахара (НСХ) в «нормальной» мелассе.

В табл. 31 представлены средние значения мелассообразующего коэффициента некоторых несахаров «нормальной» мелассы, полученной при факторе разделения 1500.

Таблица 31

Несахар	*m*	Несахар	*m*
[illegible]	5,51	Лактат натрия	0,90
[illegible]	4,44	$CaCl_2$	0,80
[illegible]	3,54	$Ca(CH_3COO)_2$	0,80
[illegible]	3,44	Глутамат кальция	0,70
[illegible]ONa	2,40	Продукты	
[illegible]	2,30	разложения РВ:	
[illegible]	2,20	калиевые соли	0,59
[illegible]OK	2,20	кальциевые соли	0,20
[illegible]	1,94	MgCl2	0,50
[illegible]	1,91	KNO_3	0,40
[illegible]	1,70	$NaNO_3$	0,40
[illegible]	1,0	Лактат кальция	0,10
[illegible] калия	1,0	Инвертный сахар	−0,04
[illegible] натрия	1,0	$Ca(NO_3)_2$	−0,60
[illegible] калия	0,90	$Mg(NO_3)_2$	−1,10

Как видно из приведенных выше данных, большинство несахаров — активные мелассообразователи, особенно гидроксиды, карбонаты, хлориды и ацетаты калия и натрия. Мелассообразующие коэффициенты калиевых и натриевых солей близки между собой, но при пересчете на эквиваленты калиевые соли ведут себя значительно активнее как мелассообразователи. Инвертный сахар, нитрат магния и некоторые другие несахара обладают отрицательными коэффициентами мелассообразования, т. е. они способствуют выкристаллизовыванию сахарозы из растворов.

Содержание сахарозы в мелассе существенно зависит от концентрации ионов натрия. Например, при увеличении концентрации натрия в мелассе на 1 моль растворимость сахарозы повышается примерно на 0,2 моль. Но при замещении ионов натрия ионами кальция растворимость сахарозы повышается до 0,1...0,4 моль (на 1 моль кальция). Поэтому введение щелочных добавок в сок перед II сатурацией для более полного осаждения солей кальция может положительно влиять на выход товарного сахара и снижение его содержания в мелассе.

Мелассообразователем является также и вода, ее мелассообразующий коэффициент (растворимость в воде), например при 40 °С, равен 2,334. С водой в мелассу переходит значительное количество сахарозы. Для снижения ее содержания в мелассе необходимо как можно меньше расходовать воды при раскачке последнего утфеля, поддерживать оптимальную температуру его в кристаллизационной установке и во время центрифугирования.

Меласса, полученная на заводе, должна содержать воды столько, сколько нужно для образования «нормальной» м

Сумма мелассообразующих коэффициентов всех несах «нормальной» мелассе выражается общим мелассообр коэффициентом Σm, который определяется по чистоте ($Ч_м$):

$$\Sigma m = Ч_м/(100 - Ч_м). \qquad (83)$$

Пример. В 100 кг сухих веществ «нормальной» мелассы чисто содержится 59 кг сахарозы и 41 кг несахаров. По этим показателям общий сообразующий коэффициент мелассы будет равен $\Sigma m = 59/(100 - 59)$ т. е. в данной мелассе 1 кг несахаров удерживается 1,44 кг сахарозы.

При одинаковом коэффициенте пересыщения сахароз держание сухих веществ в мелассе всегда будет больше, чем чистом сахарном растворе, так как растворимость сахар присутствии несахаров выше.

Таким образом, основными причинами образования м являются: наличие воды в ней, повышенная растворимость роз в присутствии несахаров и вязкость, затрудняющая цен фугирование последнего утфеля и вынуждающая прекрат кристаллизацию в нем сахарозы при определенных парамет Эти факторы обобщены П. М. Силиным в уравнении

$$Ч_м = [100\ (100 - СВ_м)\ H_0 K\text{нас}]/СВ_м, \qquad (84)$$

где $Ч_м$ — чистота мелассы, %; $СВ_м$ — содержание сухих веществ в мелассе, %; H_0 — растворимость сахарозы в 1 кг воды при температуре центрифугирования, кг; $K_{нас}$ — коэффициент насыщения (отношение коэффициентов растворимости сахарозы в мелассе и чистом растворе).

Из уравнения (84) видно, что если бы несахара и не влияли на растворимость сахарозы ($K_{нас} = 1$), то меласса все равно образовывалась бы, так как при наличии центрифуг с фактором разделения не более 1500 кристаллизация сахарозы в утфеле последней кристаллизации прекращается при достижении вязкости межкристального раствора 7...8 Па · с (при 40 °С). При этой вязкости содержание сухих веществ в мелассе соответствует примерно 83,5 % (по рефрактометру без разбавления), т. е. в 100 кг мелассы будет 100 − 83,5 = 16,5 кг воды, в которой при температуре 40 °С растворится 2,334 · 16,5 = 38,51 кг сахарозы. Чистота такой идеальной мелассы равна 38,51 · 100/83,5 = = 46,12 %.

Но в действительности несахара, как указывалось выше, значительно увеличивают растворимость сахарозы, в результате чего коэффициент насыщения в мелассе (при 40 °С) составляет 1,15... 1,2, а чистота — 56...60 %. Например, при $K_{нас} = 1,2$

$$Ч_м = \frac{100\,(100 - 83{,}5)\,2{,}334 \cdot 1{,}2}{83{,}5} = 55{,}35\ \%.$$

Мелассу с такими параметрами ($СВ = 83{,}5$ % и $Ч = 55{,}35$ %) можно получить только в наиболее благоприятных условиях работы продуктового отделения сахарного завода. На практике меласса содержит меньше сухих веществ и имеет бóльшую чистоту.

Состав мелассы. В зависимости от климатических, агротехнических условий выращивания сахарной свеклы и технологического режима ее переработки состав мелассы сильно колеблется. Примерный средний состав свеклосахарной мелассы чистотой 60 % представлен на рис. 150.

Из азотистых веществ в мелассе содержится около одной трети бетаина, остальное — аминокислоты и амиды (глутаминовая, аспарагиновая, γ-аминомасляная кислоты, серин, глицин, аланин, тирозин, лейцин, изолейцин, валин, глутамин и аспарагин). Из аминосоединений преобладают глутаминовая кислота и продукт ее превращения — пирролидонкарбоновая кислота. В общей массе азота бетаин и глутаминовая кислота составляют 60...70 %.

В мелассе присутствуют также микроэлементы: Al, Mg, Fe, Mn, Cu, Sr, Si и др.

Выход мелассы. В производстве выход мелассы составляет 4,0...5,5 % к массе переработанной свеклы, который вычисляют по производственным показателям.

Пример. Сахаристость свеклы 17,5 %, потери сахарозы до мелассы 0,9 кг на 100 кг свеклы. Чистота сиропа из выпарной установки 91 %, чистота мелассы 60 % и содержание сахара в ней 48 %. Определить выход мелассы (% к массе свеклы).

Из 100 кг свекловичной стружки в сироп переходит 17,5 −0,9 = 16,6 кг сахарозы.

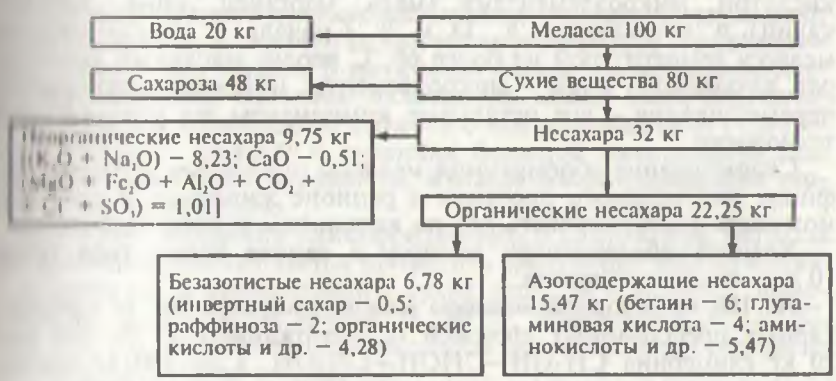


Рис. 150. Примерный средний состав свеклосахарной мелассы чистотой 60 %

Масса несахаров в сиропе будет равна НСХ = 16,6 (100 − 91)/91 = 1,64 кг.

Общий мелассообразующий коэффициент $\Sigma m = 60/(100 - 60) = 1,5$.

Содержание сахарозы в мелассе на 100 кг свеклы составит 100 · 1,64 · 1,5 = 2,46 кг.

Поскольку в мелассе содержится 48 % сахарозы, то выход ее на 100 кг составит (2,48 · 100)/48 = 5,12 кг.

В сахарной промышленности в расчетах используют понятие «условная меласса» — меласса, в которой массовая доля сухих веществ пересчитана на 85 % при неизменной чистоте.

Использование мелассы. Для сахарного производства меласса является отходом, но для ряда отраслей пищевой и комбикормовой промышленности она служит ценным сырьем. Из оставшихся в мелассе сахарозы и инвертного сахара брожением получают лимонную и молочную кислоты, глицерин, ацетон, этиловый и бутиловый спирты. В сусле, приготовленном из мелассы, выращивают хлебопекарные дрожжи, из раствора мелассы извлекают глутаминовую кислоту. Мелассу добавляют в грубые корма для скота.

Ниже приведена питательная ценность 1 т мелассы (в кормовых единицах) по сравнению с другими кормами массой по 1 т:

Меласса	770
Жом сушеный (*СВ* = 86 %)	840
Кукуруза (зерно)	1340
Овес	1000

За 1 корм. ед. принят 1 кг овса (зерно) с содержанием 71 г переваримого протеина.

В мелассе недостает переваримого протеина, витаминов и микроэлементов. Для восполнения этих компонентов мелассу, предназначенную для скармливания скоту, обогащают в различных сочетаниях мочевиной, глауберовой солью, ортофосфорной кислотой, микроэлементами (медь, марганец, цинк, кобальт, калий) и витаминами A, D и E. Сначала в неразбавленную мелассу температурой не более 60 °С вводят масляный концентрат витаминов, затем — микроэлементы и после интенсивного перемешивания — все остальные компоненты по утвержденной технологии.

Скармливание обогащенной мелассы полностью устраняет дефицит переваримого протеина в рационе животных и дает возможность сбалансировать его по витаминам и микроэлементам.

Хранить обогащенную мелассу в теплое время года более 10 сут не рекомендуется.

Из 100 кг условной мелассы можно получить 100 кг хлебопекарных прессованных дрожжей (с содержанием 25 % *СВ*) или 20 кг глицерина $CH_2OH—CHOH—CH_2OH$, а из 100 кг сахарозы, содержащегося в мелассе, получают 62 л этилового спирта или из 100 кг условной мелассы чистотой 60 % — 31,6 л спирта.

На некоторых зарубежных сахарных заводах, когда это экономически целесообразно, из мелассы методом известковой сепарации извлекают сахарозу. Для этого мелассу разбавляют водой до 10 % *СВ* и при низких температурах обрабатывают этот раствор тонкоизмельченной известью (110 % CaO к массе сахарозы). При перемешивании в растворе образуется осадок трикальциевого сахарата

$$C_{12}H_{22}O_{11} + 3CaO = C_{12}H_{22}O_{11} \cdot 3CaO,$$

который затем отфильтровывают, промывают и добавляют к диффузионному соку, возвращая таким образом сахарозу мелассы в производство.

Как правило, мелассу хранят в стальных цилиндрических емкостях вместимостью несколько тысяч тонн каждая, устанавливаемых на открытых площадках. При хранении в мелассе выделяется диоксид углерода и снижается pH. Например, за сутки при 30 °С выделяется около 0,0004 % CO_2 к массе мелассы. С повышением температуры до 40 °С выделение CO_2 увеличивается примерно в 4 раза. Образование диоксида углерода обусловлено в основном меланоидиновой реакцией, которая протекает в результате взаимодействия аминосоединений и редуцирующих веществ и является реакцией второго порядка. Поэтому при увеличении концентрации аминосоединений и редуцирующих веществ в n раз константа скорости этой реакции возрастает в n^2 раз.

Иногда, когда концентрация азотистых веществ в мелассе повышена, а pH ниже 6, может начаться самопроизвольное бурное разложение мелассы, сопровождаемое сильным образованием пены и резким подъемом температуры до 250...300 °С. В течение нескольких часов меласса может полностью разложиться и превратиться в черную пористую массу (углерод).

Самопроизвольное разложение мелассы иногда обнаруживают слишком поздно, а снизить ее высокую температуру доступными средствами очень трудно. В начальной стадии процесса разложения эффективным способом охлаждения может быть перекачивание мелассы в свободную емкость с вентилированием ее потоком холодного воздуха. В емкостях большой вместимости, где условия теплообмена затруднены, меласса более подвержена термическому разложению.

Для предупреждения самопроизвольного разложения мелассы при хранении рекомендуется проводить следующие мероприятия:

поддерживать концентрацию сухих веществ в мелассе, выводимой на хранение, на уровне 78...80 %, температуру 20...25 °С, pH 7,5...8,0 (подщелачивание мелассы проводят непосредственно перед подачей ее в емкость);

регулярно контролировать температуру мелассы в емкостях с

помощью термометров сопротивления, содержание сахарозы поляриметрическим методом, pH — на pH-метре. Примерно за 1 дня до начала самопроизвольного разложения в мелассе снижается концентрация сахарозы на 2...3 %, а за день — на 10 %.

Поддерживать в исправном состоянии запорные вентили на паропроводе для подогревания мелассы в емкостях и открывать их только при отгрузке мелассы. Для надежности на паропроводе следует установить один за другим два вентиля.

Контрольные вопросы

1. Как влияют температура, содержание сухих веществ и масса кристаллов на вязкость утфеля последней кристаллизации? 2. Что такое «нормальная» мелассa, каковы ее параметры для современных центрифуг. 3. Как определить чистоту «нормальной» заводской мелассы в лаборатории? 4. Зачем разбавляют утфель II кристаллизации горячей водой перед спуском его из вакуум-аппарата и в утфельмешалках-кристаллизаторах? 5. Как определяют оптимальное содержание сухих веществ и чистоту утфеля последней кристаллизации на выходе из кристаллизационной установки? 6. Что такое аффинация сахара последней кристаллизации, как она проводится в аффинаторе? 7. Как промывают сахар последней кристаллизации оттеками в центрифугах (вместо аффинации), в чем его преимущество перед аффинацией в аффинаторе? 8. Что такое мелассообразующий коэффициент и какие несахара являются наиболее сильными мелассообразователями? 9. Где используют мелассу? 10. Каковы оптимальные условия хранения мелассы?

Глава 11

ПОЛУЧЕНИЕ ТРОСТНИКОВОГО САХАРА-СЫРЦА И ЕГО ПЕРЕРАБОТКА НА СВЕКЛОСАХАРНЫХ ЗАВОДАХ

ПОЛУЧЕНИЕ ТРОСТНИКОВОГО САХАРА-СЫРЦА

Возделывание сахарного тростника. В странах с тропическим и субтропическим климатом основным сырьем для получения сахара является сахарный тростник.

Родиной сахарного тростника считают острова Новой Гвинеи. Около 8 тыс. лет до н. э. это растение распространилось в Юго-Восточную Азию, Индонезию, на Филиппины, в Малайзию, Индокитай, Восточную Индию. Именно в Восточной Индии впервые стали возделывать сахарный тростник как культурное растение, а его сок — перерабатывать в сироп и кристаллический сахар. Около 400 лет до н. э. сахар как продукт питания был распространен уже по всей Индии.

В X в. н. э. культивирование сахарного тростника и производство из него сахара распространилось в Персии, Египте, Сирии, позже в Испании, а затем и по всему Средиземноморью. Во время второго путешествия в Америку в 1493 г. Христофор Колумб завез сахарный тростник в Санто-Доминго, Кортес — в Мексику, а Франсиско Писарро — в Перу (1533 г.). Америка

тропики и субтропики оказались благоприятными для выращивания сахарного тростника, к 1600 г. сахарная промышленность этого района была самой крупной в мире. Из сахарного тростника получали сахар-сырец, по морю доставляли его в Европу, где на небольших заводах перекристаллизовывали, получая белый сахар и изделия из него.

Сахарный тростник — многолетнее растение из семейства злаковых, представляющее собой стебель диаметром 20...30 см и высотой 2...4 м, который, как и все злаки, состоит из отдельных суставов (междоузлий). Из узлов растут узкие длинные сине-зеленые листья, которые в процессе роста в нижней части стебля желтеют и опадают, а вверху образуют метелку. Снаружи стебель имеет защитный древесный слой, а внутри — рыхлую белую ткань, насыщенную сахарным соком.

У созревшего тростника имеется 30...40 узлов, расстояние между которыми неодинаковое: ближе к корню междоузлия имеют длину до 15 см и более, а к вершине длина сокращается до нескольких сантиметров. Из узлов растут почки (глазки). Если верхнюю часть стебля с почкой (черенок) посадить в землю, то из него развивается растение с несколькими стеблями.

Как многолетнее растение тростник, высаженный один раз, дает несколько урожаев. От одной посадки получают 3...4 урожая, затем у старых растений снижается сахаристость, их выкорчевывают и после подготовки почвы высаживают новые черенки. В ряде стран для повышения урожайности посадки тростника обновляют ежегодно.

Вегетация сахарного тростника в зависимости от сорта длится 11...24 мес (на Кубе — 12, на Гавайских островах и в Австралии — 24). В недоспелом тростнике содержание сахарозы в верхней части стебля меньше, чем в нижней, а в переспелом, наоборот, нижняя часть стебля беднее сахаром. Сахарный тростник считается спелым, если содержание сахарозы во всех междоузлиях стебля будет примерно одинаковым.

Урожайность сахарного тростника без орошения почв составляет 25...50 т очищенных стеблей с 1 га, а при орошении — до 90 т/га. Сахаристость стеблей в зависимости от сорта и почвенно-климатических условий составляет 10...15 %.

Состав сахара-сырца. В стеблях сахарного тростника содержится примерно (%): воды 74...75; сахаров 12...17 (например, сахарозы 12,5; фруктозы 0,9; глюкозы 0,6); азотистых органических веществ 0,4...0,45 (например, белков 0,12; аминокислот 0,21; амидов кислот 0,07); безазотистых органических веществ 9...11 (например, целлюлозы 5,5; ксилана 2; арабана 0,5; лигнина 2; жира и воска 0,2; пектиновых веществ 0,2); минеральных веществ 0,4...0,5 (например, K_2O — 0,12; CaO — 0,02; Na_2O — 0,01; MgO — 0,01; SiO_2 — 0,25; P_2O_5 — 0,07; SO_3 — 0,02); свободных кислот 0,08; связанных кислот 0,12. Всего 100 %.

Нерастворимая часть сахарного тростника представлена в ...новном целлюлозой и гемицеллюлозами, пектиновых ве... мало. Содержание азотистых соединений в тростнике ниже, ... в сахарной свекле, и они находятся в ином соотношении. С... минеральных соединений преобладают соли калия, кремни... фосфора. Содержание солей кальция и магния незначительн...

Сахарный тростник срезают комбайнами или рубят вруч... длинными ножами (мачете), оставляя нижнюю почку неповр... денной. На следующий год из почки снова вырастают сте... Срубленный сахарный тростник должен быть переработан в ... чение суток во избежание распада сахарозы и инвертного са...

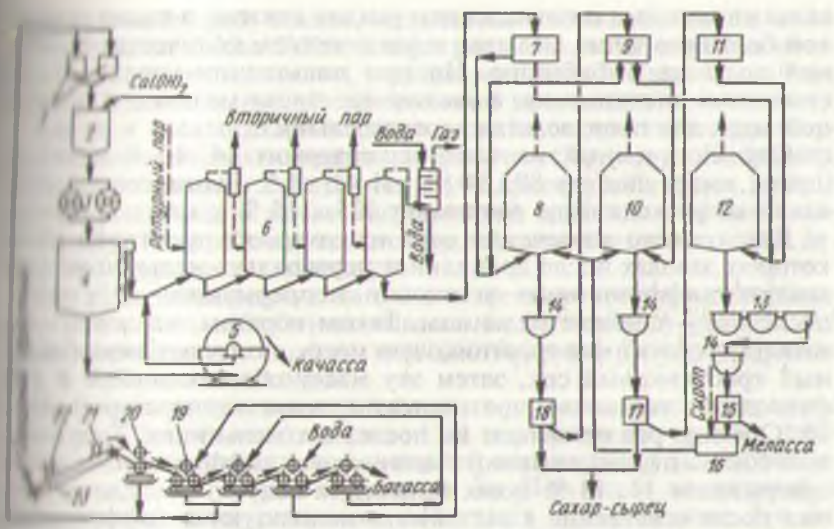
Из-за различия структуры и химического состава сахари... тростника и сахарной свеклы технология получения сока ... очистка его от несахаров отличаются от применяемой в свек... сахарной промышленности. Процессы сгущения сока выпарив... нием и кристаллизации сахарозы различаются мало.

По сложившимся условиям в большинстве стран, культиви... ющих сахарный тростник, производится не белый сахар, а сах... сырец чистотой 96...98 %, который затем экспортируют в дру... страны, где его рафинируют.

Производство сахара-сырца из сахарного тростника, так ... как и на свеклосахарном заводе, можно разделить на три отде... ния: тростниковоперерабатывающее, сокоочистительное и пр... дуктовое.

Получение тростникового сока (рис. 151). Стебли сахарно... тростника, поступающие на сахарный завод, взвешивают, ма... освобождают от камней, песка и загружают в приемный буне... в нижней части которого расположен горизонтальный трансп... тер. Стебли с этого транспортера перегружают на наклонный ... транспортер *23* и поднимают к ножам-измельчителям *21*, а дал... к дробилке и мельницам. Над наклонным транспортером распо... ложен вращающийся пальчатый разравниватель *22*, регулирую... щий высоту слоя поступающего тростника.

Ножи-измельчители, установленные на высоте около 100 мм ... над наклонным транспортером *23*, вращаясь с частотой 400–... 600 мин$^{-1}$, разрезают стебли тростника на куски размером ... 5...10 см. Изрезанная масса поступает в дробилку *20*, которая ... состоит из двух валков с зигзагообразной глубоко рифленой ... поверхностью, где измельчаются стебли и разрываются тканевые ... уплотнения. После этого тростниковую массу подают на линию ... трехвалковых мельниц *19*, которые расположены последовательно ... но друг за другом. Каждая мельница состоит из двух нижних ... валков, вращающихся по часовой стрелке, и одного подпружи... ненного верхнего валка, вращающегося против часовой стрелки, ... который с большой силой прижимается к нижним валкам и ... может перемещаться по вертикали. Валки также имеют зигзаго... образную рифленую поверхность, облегчающую передвижение и



151. **Принципиальная технологическая схема получения сахара-сырца из сахарного тростника**

этом измельченной тростниковой массы. Под дробилкой и мельницами установлены сборники для стекающего сока. На дробилке и первой мельнице отжимают 60...70 % сока, остальной сок извлекается на других мельницах.

На тростниковосахарном заводе устанавливают 1...2 дробилки и 3...7 мельниц, соединенных между собой планочным транспортером. Такая поточная линия называется *тандемом*. На мельницах измельченную массу тростника ополаскивают разбавленным соком и водой в следующем порядке (см. рис. 151). На предпоследнюю мельницу для ополаскивания подают аммиачную воду температурой около 60 °С. Полученный при этом разбавленный сок насосом направляют на первую мельницу, а остатки сока, отжатого на последней мельнице, — на вторую мельницу. Благодаря такой противоточной схеме обессахаривания в головной части тандема удается получить малоразбавленный сок, который предварительно освежевывается на желобе с горизонтальным бронзовым ситом, задерживающим мелкие частицы стеблей тростника, называемые багацилло. *Прошедший через сито сок откачивается в сборники 1* сока, а багацилло сгребается с сита скребковым транспортером и возвращается на первую мельницу. На ополаскивание (*имбибицию*) расходуют 15...30 % воды к массе тростника. Таким способом из сахарного тростника извлекают до 94 % сахарозы. Выход ее можно увеличить уменьшением зазора между верхним и нижним

валками мельниц и повышением усилия отжима, а также установкой большего числа мельниц и увеличением количества промывной воды на имбибицию. Но при повышении усилия отжима снижается чистота сока, а увеличение числа мельниц и промывной воды для производства нерентабельно.

Сок, полученный на тандеме, содержит 14...16 % сухих веществ, имеет чистоту 80...84 %, pH 4,5...5,5. Выход его в зависимости от расхода воды составляет 105...115 % к массе тростника.

Для лучшего извлечения сока из сахарного тростника на некоторых заводах после дробилки и первых двух мельниц устанавливают диффузионную установку непрерывного действия, а после нее — еще две мельницы. Таким образом, на первых двух мельницах, отжимая тростниковую массу, получают неразбавленный тростниковый сок, затем эту массу обессахаривают в диффузионной установке противотоком воды температурой около 70 °С и еще раз отжимают на последних мельницах. Тростниковый сок из первых мельниц смешивают с диффузионным соком, содержащим 11...13 % сухих веществ, а воду из последних мельниц после осветления в отстойнике используют в диффузионной установке в качестве экстрагента.

Применение диффузионной установки вместе с тандемом дает возможность извлечь до 97 % сахарозы, но при этом усложняется технологическая схема.

Выходящая из последней мельницы отжатая тростниковая масса, называемая *багассой*, содержит около 50 % сухих веществ, в основном целлюлозу. Выход ее составляет 20...25 % к массе сахарного тростника. Багасса используется в качестве топлива в котлах ТЭЦ, является сырьем для производства бумаги, вискозы, фурфурола, воска, строительных и других материалов.

Очистка тростникового сока. Сырой сок после взвешивания на автоматических весах (в сборниках *1*) обрабатывают в дефекаторе *2* небольшим количеством извести (0,2...0,5 % к массе тростника). Во избежание местного перещелачивания и разрушения моносахаридов сок и известь интенсивно перемешивают в дефекаторе при pH не более 9,5. После обработки известью сок нагревают до кипения в горизонтальных многоходовых трубчатых теплообменниках *3* и направляют в гравитационный ярусный отстойник *4*. В присутствии достаточного количества извести белки, вещества коллоидной дисперсности и другие вещества осаждаются вместе с кальциевыми солями некоторых кислот.

Из отстойника отбирают отстоявшийся сок (декантат) и сгущенную суспензию, которую фильтруют на камерном вакуум-фильтре *5*, добавляя к ней перед фильтрованием багацилло в качестве дренирующего материала. Слой осадка на сите промывают водой, промывную воду и сок отбирают вместе. Полученный фильтрат и декантат из отстойника соединяют вместе и подают в выпарную установку на сгущение.

Фильтрационный осадок, называемый *качассой*, выход которой составляет около 3 % к массе тростника, используют в качестве удобрения на полях, предварительно выделив из нее воски — ценное сырье для химической промышленности.

Как и в свеклосахарном производстве, в тростниково-сахарном применяют различные варианты очистки сока. Например, на сахарных заводах Республики Куба известь добавляют в сок в два приема: перед и после нагревания в трубчатых теплообменниках. При переработке трудно поддающихся очистке соков дефекацию сока проводят дважды.

Для улучшения седиментации взвешенных частиц в отстойнике в сок после добавления извести и достижения pH 9,0...9,5 вводят фосфорную кислоту или растворимые фосфаты (около 0,03 % P_2O_5 к массе сока).

На многих тростниково-сахарных заводах распространена схема раздельной очистки (рис. 152) неразбавленного сока, отобранного после дробилки *1* и первой мельницы *2*, и разбавленного сока после второй мельницы *2а*. При этом первичный и разбавленный соки раздельно поступают в дефекаторы *3* и *3а*, где их смешивают с известковым молоком, затем нагревают в теплообменниках *4* и *4а* до кипения и подают в отстойники *5* и *5а*. Прозрачный отстоявшийся сок из основного отстойника *5* направляют в ВУ на сгущение выпариванием, а сгущенную суспензию — в дефекатор разбавленного сока *3а*. Из вспомогательного отстойника *5а* сгущенная суспензия поступает в корыто вакуум-фильтра *6*. Фильтрат из вакуум-фильтра и осветленный сок из отстойника *5а* направляют в дефекатор *3*. При очистке таким способом из второго вспомогательного отстойника получают более концентрированную сгущенную суспензию, так как отстаивание проходит в разбавленном соке с низкой концентрацией сухих веществ.

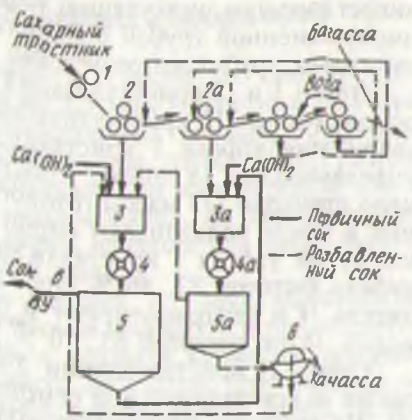


Рис. 152. Схема раздельной очистки первичного и разбавленного тростникового сока

Большинство тростниково-сахарных заводов не имеют своих известково-газовых печей. Негашеную известь, упакованную в бумажные мешки, они покупают и готовят из нее известковое молоко.

При непосредственном получении белого сахара из сахарного тростника для очистки сока, кроме дефекации, дополнительно исполь-

зуют сульфитацию или фосфатацию сока. При сульфитации к холодному сырому соку добавляют 0,08...0,18 % CaO до сильнощелочной реакции, затем сульфитируют его диоксидом серы до нейтральной по фенолфталеину точки. После этого сок нагревают и осветляют отстаиванием. Иногда сок сначала сульфитируют до сильнокислой реакции, при этом многие вещества коллоидной дисперсности достигают изоэлектрической точки и коагулируют, затем добавляют известковое молоко до pH_{20} 9,0...9,5 и проводят повторную сульфитацию примерно до pH 8,0...8,2.

Сгущение тростникового сока выпариванием и кристаллизация сахара. Очищенный сок сгущают в четырехкорпусной выпарной установке *6* (см. рис. 151). Способ многократного сгущения сока выпариванием и тепловая схема завода мало отличаются от применяемых в свеклосахарной промышленности. Но для меньшего разрушения редуцирующих сахаров сок сгущают под разрежением при более низких температурах. Например, температура кипения сока в четырехкорпусной выпарной установке распределяется по корпусам следующим образом: I — 106, II — 96, III — 82, IV — 58 °С. Концентрация сухих веществ в сиропе после выпарной установки 60...65 %, чистота сиропа 84...87 %. В последнем корпусе выпарной установки *6* с помощью вакуум-конденсационной установки остаточное давление должно быть не выше 0,015 МПа. Барометрическую воду охлаждают и используют повторно. Конденсаты направляют на питание паровых котлов, имбибицию измельченного тростника, разбавление оттеков, приготовление известкового молока.

В продуктовом отделении (см. рис. 151) применяют трехкристаллизационную схему. Конструкция вакуум-аппаратов обеспечивает хорошую циркуляцию утфеля, для этого они оборудованы циркуляционной трубой большого диаметра, механическим циркулятором, трубными решетками оригинальной конструкции.

Утфели I и II кристаллизаций уваривают на кристаллической основе сахара III кристаллизации, смешанного с сиропом. Для уваривания утфеля I кристаллизации в вакуум-аппараты *8* из утфелемешалки *16* подают кристаллическую основу, составляющую примерно 1/3 массы готового утфеля, и в процессе уваривания в утфель подкачивают сироп из сборника *7* и около половины оттека утфеля I кристаллизации из сборника *9*. Сваренный утфель чистотой 82...86 % спускают в мешалку-утфелераспределитель *14* и центрифугируют в центрифугах *18* без промывания водой. Оттек чистотой 65...70 % направляют в сборник *9*.

Утфель II кристаллизации уваривают в вакуум-аппаратах *10* также на кристаллической основе, забираемой из утфелемешалки *16*. На подкачки используют половину оттека утфеля I кристаллизации из сборника *9*. Утфель II кристаллизации чистотой около 70 % разделяют в центрифугах *17* без промывания водой. Оттек чистотой 50...55 % направляют в сборник *11*, а сахар I и II

кристаллизаций смешивают, в результате чего получают товарный сахар-сырец чистотой 96...98 %.

На поверхности кристаллов остается пленка насыщенного сахарозой межкристального раствора, обеспечивающая длительное хранение его без существенного ухудшения качества, так как в такой пленке почти не развивается микрофлора и она предохраняет кристаллы от истирания.

При уваривании утфеля III кристаллизации в вакуум-аппарат *12* из сборника *7* поступает сироп, который сгущают до пересыщения, и в качестве затравки вводят сахарную пудру. После зарождения и закрепления кристаллы наращивают, забирая на подкачки из сборника *11* оттек утфеля II кристаллизации. Сваренный утфель чистотой 58...60 % выгружают в кристаллизационную установку *13* и в течение 24...48 ч обессахаривают межкристальный раствор охлаждением утфеля до 40...45 °С. После разделения утфеля в центрифугах *15* получают оттек (мелассу) чистотой 40...45 % и сахар-сырец, который подают в утфелемешалку *16* на приготовление кристаллической основы для уваривания утфелей I и II кристаллизаций.

Оттеки I и II кристаллизаций перед подачей в вакуум-аппараты разбавляют горячей водой до содержания сухих веществ 65...68 %, растворяя в них мелкие кристаллы и кристаллические зародыши.

При переработке сахарного тростника 85...86 % сахарозы (к ее массе в тростнике) выводится с сахаром-сырцом; 7,5...8 % — с мелассой; 5...5,5 % теряется в багассе и около 0,5 % — в качассе; 0,8...0,9 % составляют неучтенные потери в производстве.

СОСТАВ И СВОЙСТВА ТРОСТНИКОВОГО САХАРА-СЫРЦА

Химический состав. Ежегодно в России на сахар-песок и сахар-рафинад перерабатывают до 1,5 млн т тростникового сахара-сырца, в основном на свеклосахарных заводах, оборудованных складами для хранения сахара-сырца, пунктами для разгрузки сахара из вагонов и коммуникациями для передачи его со склада в завод. Переработку сахара-сырца на свеклосахарных заводах начинают за 1...2 мес перед началом или после окончания сезона переработки сахарной свеклы.

Тростниковый сахар-сырец состоит из двух компонентов: кристаллов с небольшим включением несахаров и прилипшего к ним межкристального раствора, в котором кроме растворенной сахарозы находится основная масса несахаров. Эти несахара отличаются по составу от несахаров свекловичного сахара. К ним относятся такие вещества, как красящие вещества, альдегиды, эфиры и органические кислоты, придающие тростниковому сахару-сырцу приятный вкус и фруктовый аромат; редуцирующие

сахара (глюкоза и фруктоза), вещества коллоидной дисперсности (ВКД) и ВМС (пектиновые вещества, декстран, протеины, пентозаны), жиры, воски, смолы, минеральные оксиды и др.

Химический состав тростникового сахара-сырца колеблется в следующих пределах (% к массе сахара-сырца)

Содержание	
сахарозы (поляриметрически)	96...98
влаги	0,5...0,8
несахаров	1,5...2
редуцирующих веществ	0,6...0,9
прочих органических веществ	0,7...1
золы углекислой	0,4...0,5
Цветность, усл. ед.	35...45
pH раствора сахара-сырца	6,2...6,5

Содержание сахарозы в сахаре-сырце, определенное поляриметрически, почти всегда ниже истинного на 0,2...0,33 %, что объясняется наличием глюкозы и фруктозы, которые, хотя и присутствуют примерно в эквимолярном соотношении, но оптическая активность фруктозы в 1,8 раза больше, чем глюкозы. Поэтому оптическая активность всего углеводного комплекса несахаров сахара-сырца всегда величина отрицательная.

Технологические свойства сахара-сырца в первую очередь обусловлены наличием ВКД и ВМС, редуцирующих сахаров и красящих веществ.

Высокомолекулярные соединения и ВКД, содержание которых часто превышает 1 %, затрудняют очистку клеровки сахара-сырца, способствуют увеличению ее вязкости и снижению фильтрационных свойств. Например, 0,1%-ный раствор пектина обладает такой же вязкостью, как и 10%-ный раствор сахарозы. Бо́льшая часть ВКД обратима, т. е. после осаждения этанолом их снова можно перевести в раствор.

Редуцирующие сахара, разлагаясь в процессе известковой очистки клеровки сахара-сырца и уваривания утфелей, превращаются в органические кислоты и другие вещества, образующие соли кальция, которые являются сильными мелассообразователями. Органические кислоты ускоряют также гидролиз сахарозы. При наличии в сахаре-сырце большого количества красящих веществ затрудняется обесцвечивание клеровки, повышается расход извести и адсорбентов на ее очистку.

В 100 г тростникового сахара-сырца содержится 0,6... 1 мг · экв. аминокислот и амидов, в том числе аспарагиновой и глутаминовой кислот, аланина, валина, глицина, лизина, лейцина, серина, треонина, тирозина, аспарагина и глутамина. Среди них преобладающее большинство составляют аспарагин, аспарагиновая и глутаминовая аминокислоты.

Минеральные примеси, состоящие в основном из оксидов

калия, кальция, магния, хлоридов и сульфатов этих металлов, мало влияют на технологию, но наличие диоксида кремния в коллоидной форме ухудшает фильтрационные свойства клеровки.

Основная масса несахаров (до 80 %) находится на поверхности кристаллов и легко удаляется аффинацией. Качество тростникового сахара-сырца оценивают по процентному содержанию в нем сахарозы. Хорошим считается сахар чистотой 97...98 % и низкого качества — чистотой до 96 %.

Гранулометрический состав. Средний размер и равномерность кристаллов тростникового сахара-сырца — важные показатели его технологических качеств. Например, крупные и равномерные кристаллы меньше удерживают примесей и легче подвергаются аффинации.

В табл. 32 приведен состав фракций усредненного образца кубинского тростникового сахара-сырца массой 100 г, принятой за единицу. Масса сахара и удельная площадь поверхности кристаллов в отдельных фракциях приведены в долях единицы. Средний размер кристаллов (*Ср*) сахара данного образца равен 1,24 мм, а коэффициент неоднородности $K_н$ = 35 %.

Таблица 32

Показатель	Содержание сахара и примесей в остатке на сите с диаметром отверстий, мм				
	2	1,5	1	0,5	0,25
Доля сахара во фракциях	0,025	0,216	0,448	0,273	0,038
Относительное содержание					
редуцирующих веществ	0,023	0,184	0,414	0,322	0,057
ВКД	0,022	0,174	0,399	0,339	0,066
красящих веществ	0,025	0,167	0,413	0,327	0,068
золы	0,024	0,160	0,370	0,380	0,066
зола/сахар	0,96	0,74	0,83	1,39	1,74
Удельная площадь поверхности 1 г кристаллов, $см^2$	—	33,4	43,3	75,9	157,8

Во фракциях с размером кристаллов меньше 1 мм сильнее развита удельная площадь поверхности и больше относительное содержание примесей, чем во фракциях с крупными кристаллами.

Электропроводность. Растворы тростникового сахара-сырца обладают электропроводностью, обусловленный несахарами (преимущественно солями слабых кислот и сильных оснований). Сама сахароза электролитом не является. При изменении в сахарных растворах концентрации несахаров электропроводность проходит через максимум (экстремальная точка). Кривые зависи-

мости электросопротивления от концентрации сухих веществ в растворах отдельных фракций сахара-сырца, разделенного по размеру кристаллов, располагаются одна над другой по мере уменьшения размера кристаллов и увеличения массы несахаров.

Зависимость частного от деления электросопротивления данного раствора сахара-сырца (R) на электросопротивление в экстремальной точке ($R_э$) от содержания сухих веществ для растворов всех фракций можно представить общей кривой (рис. 153), описываемой уравнением

$$R/R_э = 0{,}0016 \cdot CB^2 - 0{,}0864 \cdot CB + 2{,}1397. \qquad (87)$$

Как видно из этих данных, минимум функции $R/R_э = f(CB)$ располагается в интервале значений сухих веществ 20...35 %. Следовательно, в этой зоне осаждение несахаров и их адсорбция будут наиболее эффективными.

Электропроводность растворов сахара-сырца находится в линейной возрастающей зависимости от температуры. Такая же зависимость сохраняется и при снижении чистоты растворов.

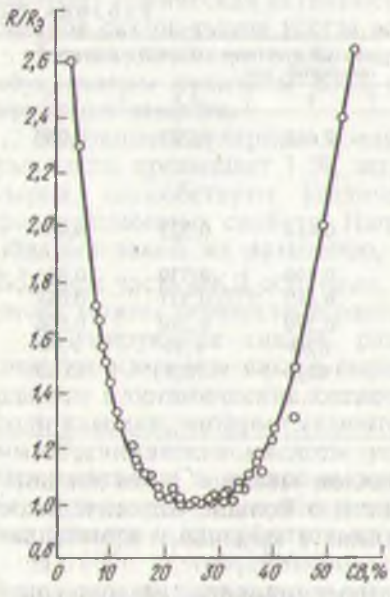


Рис. 153. Зависимость частного от деления электросопротивления раствора сахара-сырца на электросопротивление в экстремальной точке от содержания сухих веществ

В интервале pH 3...9 удельная электропроводность растворов сахара-сырца ($\varkappa$) почти не зависит от концентрации водородных ионов. Но в средах с pH < 3 она резко увеличивается. Это можно объяснить повышением степени диссоциации электролитов и десорбцией некоторых ионов с поверхности частиц коллоидной дисперсности, коагулирующих в сильнокислой среде.

Способность сахара-сырца к хранению. Тростниковый сахар-сырец хорошего качества обладает высокой стойкостью к длительным перевозкам и хранению. Наиболее важным показателем является содержание влаги, основная масса которой находится в пленке на поверхности кристаллов. Чем больше содержание влаги в сахаре, тем интенсивнее развиваются микроорганизмы.

Сахар-сырец с крупными и равномерными кристаллами

(средний размер 0,8 мм и более) лучше центрифугируется, меньше удерживает на поверхности влаги, тогда как содержание влаги в мелкокристаллическом сахаре-сырце, имеющем более развитую удельную площадь поверхности (см. табл. 32), значительно выше. Содержание влаги зависит также от температуры и относительной влажности окружающего воздуха. Для тростникового сахара-сырца предложена диаграмма равновесной влажности (рис. 154), по которой можно определить допустимую влажность сахара-сырца и контролировать условия его хранения.

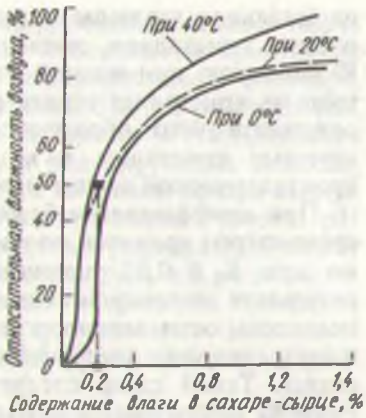


Рис. 154. Кривые равновесной влажности тростникового сахара-сырца при разных температурах

Способность сахара-сырца к длительному хранению в зависимости от содержания влаги определяют по коэффициенту безопасности ($K_б$), который характеризуется отношением содержания влаги в сахаре W (%) к массе несахаров $(100 - P)$,

$$K_б = W/(100 - P) \qquad (88)$$

или показателем разведения

$$DI = 100W/[100 - (P + W)], \qquad (89)$$

где P — содержание сахарозы в сахаре-сырце, определенное поляриметрически, %.

Коэффициент безопасности и показатель разведения учитывают только концентрацию несахаров в сахаре-сырце, но не учитывают их качественный состав, тогда как гигроскопичность пленки на поверхности кристаллов зависит не только от количественного, но и от качественного состава несахаров. Редуцирующие вещества, неорганические соединения (хлориды кальция, магния, сульфаты и др.), вещества коллоидной дисперсности способствуют увеличению гигроскопичности. Например, при содержании хлора 0,004 % содержание влаги в сахаре-сырце повышается до 1,5 %.

Кристаллы сахара-сырца после центрифуг покрыты пленкой насыщенного раствора, на поверхности которого парциальное давление водяного пара находится в равновесии с парциальным давлением водяного пара окружающего воздуха. В воздухе, где

парциальное давление водяного пара выше, чем на поверхности пленки кристаллов, последняя поглощает влагу и разжижается. И наоборот, при низкой относительной влажности воздуха раствор на кристаллах теряет влагу и становится пересыщенным, в результате чего образуются мелкие кристаллы, соединяющие крупные кристаллы в конгломераты. Происходят связывание кристаллической массы и образование комков.

При коэффициенте безопасности не более 0,33 тростниковый сахар-сырец хранится почти без изменения химического состава, но при $K_б > 0{,}33$ увеличивается содержание влаги в нем и в результате интенсификации гидролитических процессов и жизнедеятельности микроорганизмов происходит снижение содержания сахарозы, увеличиваются цветность и кислотность сахара-сырца. Такой сахар следует перерабатывать в первую очередь. Если $K_б$ сахара-сырца меньше 0,25, то он быстро обезвоживается и комкуется.

Изменение коэффициента безопасности от 0,25 до 0,33 соответствует изменению значения *DI* от 33 до 50.

Зная содержание сахарозы в сахаре-сырце, определенное поляриметрически, на основании уравнения (88) можно определить допустимое содержание влаги в сахаре-сырце при хранении:

$$W = K_б(100 - P). \qquad (90)$$

Приняв $K_б = 0{,}33$ и подставив в формулу (90) соответствующее содержание сахарозы *CX* (%), получим максимально допустимое при хранении содержание влаги в сахаре-сырце $W_{доп}$ (%):

CX, %	99	98,5	98	97,5	97	96,5	96	95	94
$W_{доп}$, %	0,33	0,50	0,66	0,82	0,99	1,15	1,32	1,65	1,98

Из приведенных данных видно, что для сахара-сырца низкого качества допускается большое значение содержания влаги.

Если в процессе хранения образуются комки, что происходит обычно при содержании влаги в сахаре-сырце меньше 0,25 %, то для восстановления сыпучести его подвергают вентилированию увлажненным воздухом.

Пример. Сахар-сырец с содержанием влаги 0,4 % хранится на складе при температуре воздуха 20 °С и содержит большое количество комков. Для восстановления его сыпучести необходимо повысить содержание в нем влаги.

По диаграмме (см. рис. 154) на изотерме 20 °С находим, что содержанию влаги 0,4 % соответствует равновесная влажность 65 %. Следовательно, для ликвидации комков сахар-сырец необходимо вентилировать воздухом с равновесной (относительной) влажностью больше 65 % до тех пор, пока не восстановится сыпучесть сахара, а величина $K_б$ не будет равна 0,25...0,33.

Понятие о коэффициенте безопасности применимо только к сахару-сырцу, не подвергавшемуся в производстве при центри-

фугировании промыванию водой и микробиологической порче при хранении, т. е. сохранившему на поверхности кристаллов неразбавленную насыщенную пленку межкристального раствора. В разбавленной же пленке микроорганизмы быстро развиваются, и результате снижается содержание сахарозы и повышаются цветность, концентрация коллоидных и редуцирующих веществ, ухудшается фильтрационная способность клеровки сахара-сырца.

Раствор свежего тростникового сахара-сырца имеет pH 6,2...6,5, но при хранении в неблагоприятных условиях pH может снижаться до 5,0...5,5, а цветность увеличиваться в 3...4 раза.

Для повышения стойкости к хранению сахар-сырец при центрифугировании иногда обрабатывают насыщенным раствором сахарозы, в котором содержится 3...3,5 % кальцинированной соды (к массе раствора).

Обсемененность микроорганизмами. Этот показатель зависит от содержания влаги и загрязненности. Например, при исследовании микрофлоры кубинского сахара-сырца с коэффициентом безопасности 0,24, хранившегося около 8 мес, было установлено, что мезофильные микроорганизмы на 80 % представлены спороносными палочками, на 20 % — кокками. Среди термофильных микроорганизмов обнаружены актиномицеты (около 60 %) и спороносные палочки (40 %). Содержание дрожжей было незначительным. Общее количество микроорганизмов в тростниковом сахаре-сырце невелико: на 10 г сахара 1300...1800 мезофилов, 1000...1400 термофилов.

Условия хранения сахара-сырца. На свеклосахарные заводы тростниковый сахар-сырец поступает из морских портов в закрытых железнодорожных вагонах в мешках и насыпью. Принимают сахар-сырец в соответствии с инструкцией. После взвешивания и отбора средних образцов сахар-сырец выгружают из вагона с помощью механического погрузчика и ленточных транспортеров. Место разгрузки устанавливают в закрытом помещении или под навесом непосредственно у склада. Для равномерного размещения сахара-сырца, поступившего насыпью, внутри склада и подачи его на транспортеры также используют механические погрузчики. При складировании насыпью нельзя наваливать сахар-сырец на стены склада.

Сахар-сырец, расфасованный в мешках, укладывают в штабеля в соответствии с требованиями действующей инструкции по технике безопасности.

Складские помещения для сахара-сырца должны быть сухими, неотапливаемыми, с асфальтовым полом, оборудованы плотно закрывающимися дверями, окнами и принудительной системой вентиляции. В процессе хранения в складе систематически осуществляют контроль за температурой и относительной влажностью воздуха, содержанием влаги в сахаре-сырце. При необходимости склады проветривают. Относительную влажность воздуха в

складе поддерживают на уровне 60...70 %, зимой температура не должна опускаться ниже 5 °С (во избежание смерзания сахара). Повышение содержания влаги в сахаре-сырце при хранении часто происходит в результате потепления атмосферы, когда температура воздуха в складе выше, чем температура сахара-сырца.

ПОЛУЧЕНИЕ САХАРА-ПЕСКА ИЗ ТРОСТНИКОВОГО САХАРА-СЫРЦА

Технология переработки сахара-сырца. На специализированных сахарных заводах тростниковый сахар-сырец перерабатывают по многоступенчатым пяти-, семикристаллизационным схемам, используя оборудование для аффинации сахара-сырца и дефекосатурации клеровки, которую проводят при низкой щелочности синхронно, т. е. когда известь и сатурационный газ подают в сатуратор одновременно и равномерно. Для очистки клеровки сахара-сырца расходуют около 0,5 % CaO, а pH в дефекосатураторе поддерживают на уровне 9,5. Аффинационный оттек выводят в конец технологической схемы и таким образом сохраняют от разложения почти весь инвертный сахар, содержащийся в пленке на кристаллах сахара-сырца, который затем вместе с мелассой используют для производства дрожжей, спирта и других продуктов.

На таких заводах перерабатывают по нескольку тысяч тонн сахара-сырца в сутки. В Тайланде в 1992 г. вступил в строй самый большой сахарный завод в мире «Super Fabrik» производственной мощностью 26 тыс. т переработки тростникового сахара-сырца в сутки. Этот завод был спроектирован и построен австралийской фирмой за 12 мес. На заводе работают 12 000 человек в 2 смены по 10 ч.

На свеклосахарных заводах, оснащенных двух-, трехкристаллизационными схемами и технологическим оборудованием большой вместимости, реализовать пяти-, семикристаллизационную схему невозможно. Поэтому тростниковый сахар-сырец на этих заводах перерабатывают по схеме с полным разложением инвертного сахара известью на дефекации. Продукты распада инвертного сахара адсорбируются карбонатом кальция на сатурации, что дает возможность поддерживать цветность очищенной клеровки в необходимых пределах и получать стандартный сахар-песок. При работе по такой схеме, кроме безвозвратных потерь редуцирующих сахаров от разложения, увеличиваются потери сахарозы с мелассой, что обусловлено меньшим поступлением редуцирующих сахаров в мелассу по сравнению с пяти-, шестикристаллизационными схемами. Редуцирующие сахара обладают способностью снижать растворимость сахарозы, поэтому чем больше их концентрация в мелассе, тем меньше в ней содержание сахарозы и ниже чистота.

Это наглядно видно из приведенных на рис. 155 значений

эффициента насыщения различных мелясс сахарозой в зависимости от отношения несахар : вода.

В мелассе, полученной при переработке сахарного тростника в сахар-сырец (кривая *4*), с повышением концентрации несахаров (преимущественно редуцирующих сахаров) коэффициент насыщения мелассы сахарозой снижается до 0,7, что и обусловливает низкую ее чистоту (около 40 %). В мелассе, образующейся при переработке тростникового сахара-сырца в сахар-песок на свеклосахарных заводах (кривая *3*), содержание редуцирующих сахаров значительно меньше, поэтому и коэффициент насыщения ее сахарозой с увеличением массы несахаров не опускается ниже значения 0,85, а чистота составляет 49...51 %. Для сравнения на рисунке помещены кривые насыщения сахарозой меласс сахарорафинадного и свеклосахарного производств (см. рис. 155, кривые *1* и *2*).

При работе свеклосахарного завода по схеме с разложением редуцирующих сахаров в клеровке сахара-сырца расход извести составляет 4...6 % к массе сахара-сырца. Эффективность очистки клеровки сахара-сырца известью и сатурационным газом зависит от вязкости растворов, поэтому ее проводят в разбавленных растворах с содержанием сухих веществ не более 56 %.

Последовательность технологических операций переработки тростникового сахара-сырца на свеклосахарном заводе по трехкристаллизационной схеме приведена на рис. 156.

Тростниковый сахар-сырец взвешивают на автоматических весах, отбирают средние пробы для анализа и подают его в клеровочный аппарат, где растворяют в промоях температурой 85 °С до 53...56 % *СВ*, поддерживая при этом pH щелочными добавками на уровне 7,4...8,0. Полученную клеровку сахара-сырца смешивают с клеровкой первого оттека утфеля I кристаллизации и сахара III кристаллизации, нагревают до 80 °С, добавляют известковое молоко до щелочности по фенолфталеину 1,8...2,3 % (pH 11,5...11,6) и дефекуют в течение 8...10 мин.

Дефекованную общую клеровку подвергают двухступен-

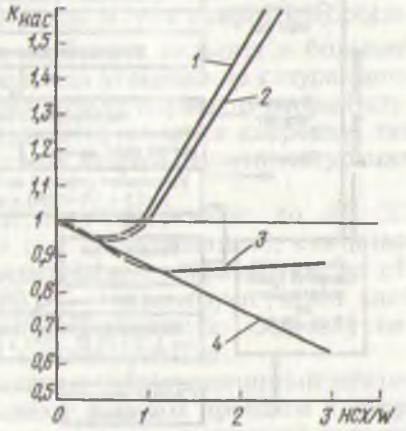


Рис. 155. Зависимость коэффициента насыщения $K_{нас}$ от отношения несахар : вода в мелассе, полученной при переработке:

1 — сахара-песка на сахарорафинадном заводе; *2* — сахарной свеклы на свеклосахарном заводе; *3* — тростникового сахара-сырца на свеклосахарном заводе; *4* — сахарного тростника на тростникосахарном заводе

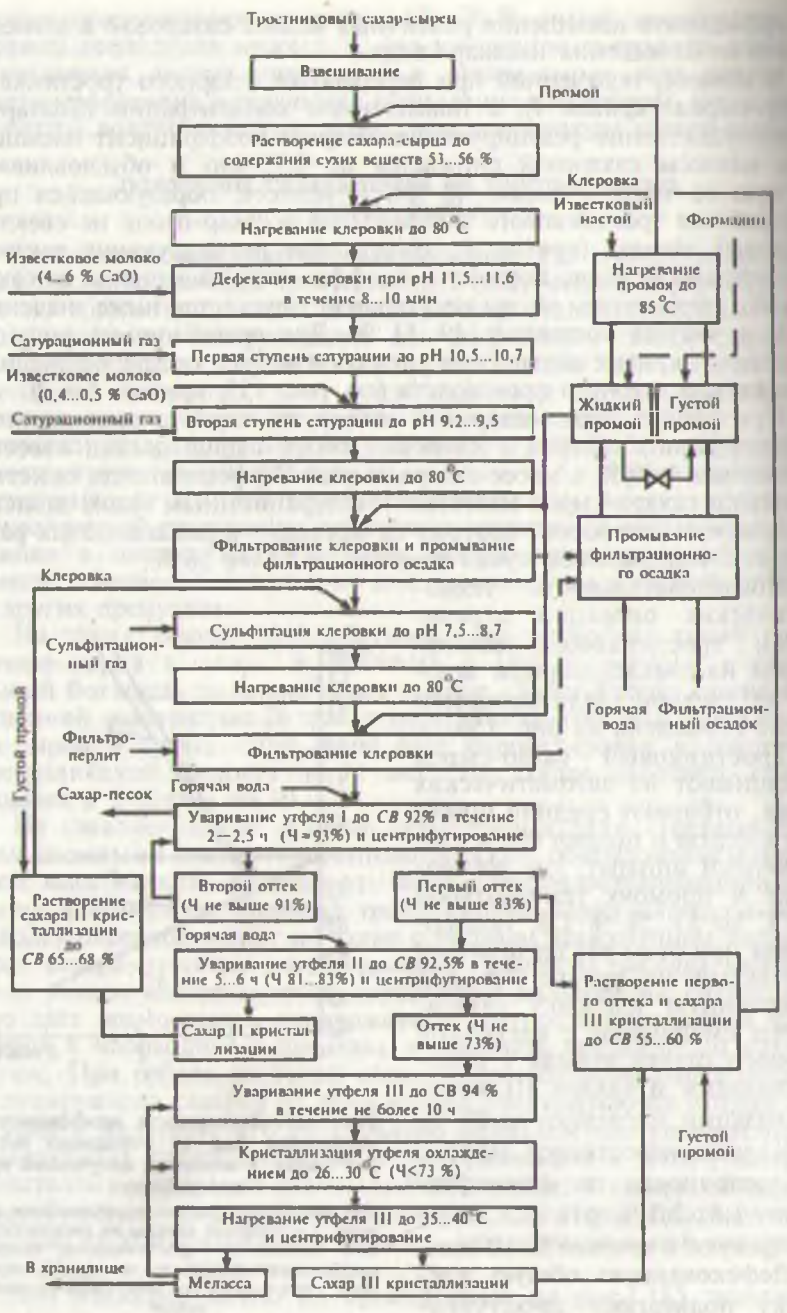


Рис. 156. Принципиальная технологическая трехкристаллизационная схема переработки тростникового сахара-сырца в сахар-песок

чатой сатурации с многократной рециркуляцией ее по внешнему контуру сатуратора: на первой ступени клеровку обрабатывают сатурационным газом до щелочности по фенолфталеину 0,06...0,08 % CaO (pH 10,5...10,7), на второй ступени — до щелочности по фенолфталеину 0,02...0,03 % CaO (pH 9,2...9,5).

Перед второй ступенью сатурации для улучшения фильтрационной способности сатурационного осадка и повышения эффективности адсорбционной очистки к общей клеровке добавляют еще известковое молоко в количестве 0,4...0,5 % CaO к массе сахара-сырца. С первой ступени сатурации на вторую клеровку лучше подавать через форсунки в надсоковое пространство второго сатуратора, причем форсунки должны быть расположены выше точки ввода основного рециркулирующего потока клеровки. Это позволяет утилизировать часть диоксида углерода из отработавшего сатурационного газа и не сразу смешивать оба потока клеровки сахара-сырца. Коэффициент использования диоксида углерода сатурационного газа составляет 50...55 %.

На выходе из второго сатуратора поддерживают максимально возможную щелочность клеровки, верхний предел которой ограничен в связи с ухудшением ее фильтрационных свойств и образованием пены.

Высокая щелочность клеровки на обеих ступенях сатурации и многократная рециркуляция ее во внешнем контуре сатураторов способствуют повышению ζ-потенциала и тем самым адсорбционной активности образующегося карбоната кальция и бóльшей эффективности использования диоксида углерода из сатурационного газа. Отсутствие фильтрования между первой и второй ступенями сатурации не снижает результатов очистки клеровки, так как пептизация несахаров из осадка на второй ступени сатурации незначительна.

Отсатурированную общую клеровку нагревают до 80 °С, фильтруют в 1-й группе фильтров (1-е фильтрование), смешивают с клеровкой сахара II кристаллизации, сульфитируют до pH 7,5...8,2, еще раз нагревают до 80 °С и фильтруют через слой фильтроперлита (2-е фильтрование). Очищенную клеровку направляют на уваривание утфеля I кристаллизации.

По окончании циклов фильтрования фильтрационный осадок из 1-й и 2-й групп фильтров смывают жидким промоем в сборник, откуда его направляют в фильтры для промывания горячей водой. При промывании фильтрационного осадка сначала отбирают густой промой с содержанием СВ не менее 4...6 %, нагревают его до 85 °С и подают на приготовление клеровки сахара-сырца и клеровки сахара III кристаллизации с первым оттеком утфеля I кристаллизации. Затем фильтрационный осадок промывают водой почти до полного обессахаривания и этот жидкий промой расходуют на смыв фильтрационного осадка из фильтров 1-го и 2-го фильтрования. Обессахаренный фильтрационный

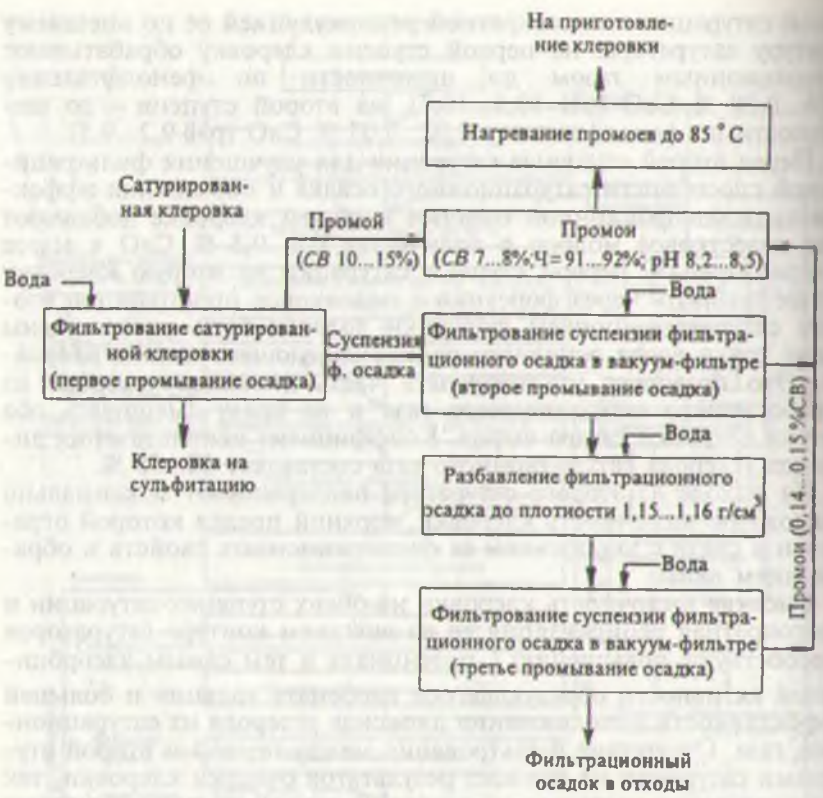


Рис. 157. Трехступенчатая схема промывания фильтрационного осадка на Городейском сахарном комбинате

осадок выводят в отвал. Для дезинфекции в промои добавляют формалин.

Расход воды на промывание фильтрационного осадка не превышает потребного количества ее на приготовление клеровки, т. е. избытка промоя на заводе практически не бывает.

На Городейском сахарном комбинате для фильтрования сатурированной клеровки используют дисковые фильтры (рис. 157). После завершения цикла фильтрования клеровки фильтрационный осадок промывают в дисковых фильтрах горячей водой (85 °С) до получения густого промоя с *СВ* 10...15 % и подают его в сборник промоев. А фильтрационный осадок переводят в первый вакуум-фильтр, где вторично промывают горячей водой, получая жидкий промой. Затем фильтрационный осадок выгру-

жают в мешалку, разбавляют водой до плотности суспензии 1,15...1,16 г/см^3 и фильтруют во втором вакуум-фильтре с промыванием осадка в третий раз до содержания *СВ* в промое 0,14...0,15 % (к массе осадка).

Промои с дисковых фильтров и из вакуум-фильтров направляют в сборник промоев, где нагревают до 85 °С и используют для приготовления клеровок. В среднем смесь промоев имеет следующие параметры: *СВ* 7—8 %, чистоту 91...92 %, цветность 25...30 усл. ед., pH 8,2...8,5.

Утфель I кристаллизации (см. рис. 156) уваривают в вакуум-аппаратах из сульфитированной общей клеровки при температуре 70...75 °С и чистоте 93...94 % до *СВ* 92 %. На подкачку в вакуум-аппарат берут часть своего второго оттека чистотой не ниже 90 %. Затем утфель спускают в приемную утфелемешалку, где раскачивают его первым оттеком, подавая часть оттека в пустую утфелемешалку перед спуском утфеля и часть — на утфель после выгрузки из вакуум-аппарата. Утфель I кристаллизации центрифугируют в циклических центрифугах с отбором двух оттеков: первого чистотой не выше 83 %, второго — не выше 91 %.

Первый оттек утфеля I кристаллизации содержит некоторое количество инвертного сахара и других несахаров. Возврат его на уваривание утфеля I кристаллизации без очистки нецелесообразен, так как в результате многократной рециркуляции в нем будет накапливаться инвертный сахар, продукты распада которого снижают качество сахара-песка, использование же всего первого оттека на уваривание утфеля II кристаллизации приведет к увеличе́нию продуктового верстата и интенсивному нарастанию цветности. Поэтому схемой предусмотрено смешивание большей части (60...85 %) первого оттека утфеля I кристаллизации с клеровкой всего сахара III кристаллизации, разбавление этой смеси водой примерно до 55 % *СВ* и возвращение в начало технологической схемы на известково-углекислотную очистку. Оставшуюся часть первого оттека утфеля I кристаллизации используют на уваривание утфеля II кристаллизации.

Чтобы поддерживать чистоту общей очищенной клеровки и утфеля I кристаллизации на определенном уровне, оптимальном для стандартного качества сахара-песка, объем возврата клеровки первого оттека утфеля I кристаллизации на известково-углекислотную очистку регулируют в соответствии с коэффициентом рециркуляции (*коэффициент рециркуляции* — это отношение объема первого оттека, возвращаемого на очистку, к его общему объему, полученному при центрифугировании утфеля I кристаллизации). Величину коэффициента рециркуляции определяют для каждого завода отдельно* Соотношение объемов клеровки

* Методику определения коэффициента рециркуляции см. в журнале «Сахарная промышленность» 1984. — № 10. — С. 31—33.

сахара-сырца и клеровки первого оттека утфеля I кристаллизации с сахаром III кристаллизации поддерживают автоматически.

Утфель II кристаллизации уваривают до содержания [illegible] 92,5 % при температуре 70...72 °С, а затем центрифугируют с отбором одного оттека чистотой не выше 73 %. При необходимости сахар промывают небольшим количеством воды и полученный оттек добавляют к первому оттеку. Перед центрифугированием утфель II кристаллизации раскачивают в приемной утфелемешалке своим оттеком. Сахар II кристаллизации растворяют в густом промое до *СВ* 65...68 % и добавляют к общей клеровке перед сульфитацией.

Для уваривания утфеля III кристаллизации до содержания [illegible] 94 % берут оттек утфеля II кристаллизации при температуре 70...72 °С. Перед спуском из вакуум-аппарата его раскачивают разбавленной мелассой, а затем межкристальный раствор дополнительно обессахаривают, охлаждая утфель в кристаллизационной установке до 26...30 °С в течение 100...150 ч. Чистота утфеля перед центрифугированием должна быть не выше 73 %. В последующей утфелемешалке-кристаллизаторе утфель нагревают на 7...10 [illegible] и центрифугируют с отбором одного оттека — сырцовой мелассы.

Сахар III кристаллизации после растворения в густом промое вместе с первым оттеком утфеля I кристаллизации подают на дефекацию. Меласса чистотой не выше 50 % поступает в хранилище, чистотой 51...54 % используется для раскачки утфеля в кристаллизационной установке, а чистотой более 54 % возвращается на уваривание утфеля III кристаллизации.

По приведенной выше схеме (см. рис. 156) сахар III кристаллизации вместе с клеровкой сахара-сырца подвергают известково-углекислотной очистке. Если же его промывать в центрифуге разбавленной мелассой с *СВ* 74...77 % и температурой 84...86 °С в количестве 12...20 кг на 1 т утфеля, то чистоту сахара III кристаллизации можно приблизить к чистоте сахара II кристаллизации и растворять их вместе, не возвращая сахар III кристаллизации на физико-химическую очистку. При этом снизятся нагрузка на фильтрационное оборудование и потери сахара с фильтрационным осадком. Полученный при центрифугировании оттек промывающей мелассы выводят в сборник мелассы.

На свеклосахарных заводах, оснащенных трехкристаллизационной схемой, из тростникового сахара-сырца можно получить рафинированный сахар-песок, не применяя аффинацию сахара-сырца. Для этого используют четырехкристаллизационную схему с полным разложением редуцирующих веществ на основной дефекации, с двухступенчатой сатурацией (при повышенной щелочности на первой ступени без промежуточного фильтрования) и добавлением к клеровке перед второй ступенью сатурации тринатрийфосфата для осаждения некоторых несахаров, без возврата первого оттека утфеля I кристаллизации на известково-углекислотную очистку (рис. 158).

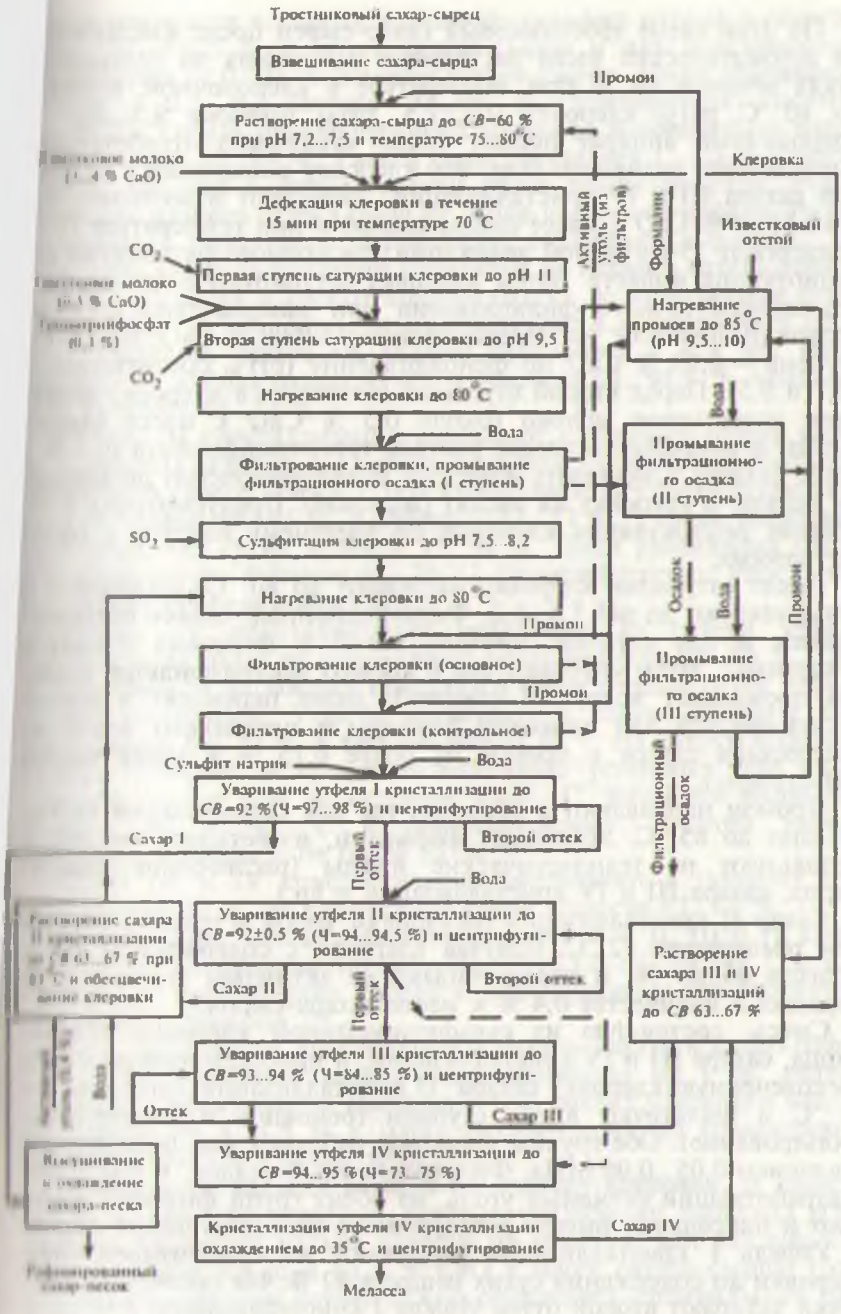


Рис. 158. Принципиальная технологическая четырехкристаллизационная схема переработки тростникового сахара-сырца в сахар-рафинад

По этой схеме тростниковый сахар-сырец после взвешивания на автоматических весах растворяют в промоях до содержания сухих веществ 60 % при температуре в клеровочном аппарате 75...80 °С, pH_{20} клеровки 7,2...7,5, pH_{20} промоев 9,5...10,0. В клеровочный аппарат подают также суспензию отработанного порошкового активного угля. Эту клеровку смешивают с клеровкой сахара III и IV кристаллизаций, добавляют известковое молоко (3...4 % CaO к массе сахара-сырца) и при температуре 70 °С подвергают 15-минутной дефекации для полного разложения редуцирующих веществ. Затем клеровку сатурируют в две ступени без промежуточного фильтрования при максимально высоком уровне щелочности: на первой ступени — 0,08 % CaO, на второй ступени — 0,03 % CaO по фенолфталеину (pH_{20} соответственно 10,7 и 9,5). Перед второй ступенью сатурации в клеровку добавляют известковое молоко (около 0,5 % CaO к массе сахара-сырца) и непрерывно вводят раствор тринатрийфосфата (0,1 % к массе сахара). Смешивать известь и тринатрийфосфат до клеровки нельзя, в клеровку их вводят раздельно. Предусмотрена 5...7-кратная рециркуляция клеровки по внешнему контуру в обоих сатураторах.

После сатурации клеровку нагревают до 80 °С, фильтруют и сульфитируют до pH 7,5...8,2. Фильтрационный осадок обессахаривают в три ступени: сначала водой в дисковых фильтрах (I ступень), затем спускают его в корыто вакуум-фильтра и еще раз промывают водой (II ступень), далее переводят в другой вакуум-фильтр или дисковые фильтры и промывают водой до содержания сахара в промое не более 0,15 % к массе осадка (III ступень).

Промои направляют в сборник, где для стерилизации их нагревают до 85 °С, добавляют формалин, известковое молоко и используют на технологические нужды (растворение сахара-сырца, сахара III и IV кристаллизаций и др.).

Сахар II кристаллизации растворяют водой в течение 20 мин при температуре 82 °С, получая клеровку с содержанием сухих веществ 63...67 %, и обесцвечивают ее активным углем в виде порошка в количестве 0,4 % к массе сахара-сырца.

Смесь, состоящую из сульфитированной клеровки сахара-сырца, сахара III и IV кристаллизаций, и присоединенную к ним обесцвеченную клеровку сахара II кристаллизации нагревают до 80 °С и фильтруют в две ступени (основное и контрольное фильтрование). Обе группы фильтров работают под постоянным давлением 0,05...0,06 МПа. Фильтрационный осадок, в том числе и отработавший активный уголь, из обеих групп фильтров смывают и направляют вместе с промоями в клеровку сахара-сырца.

Утфель I кристаллизации уваривают из сульфитированной клеровки до содержания сухих веществ 92 %. На последние подкачки забирают второй оттек утфеля I кристаллизации. Для сни-

ения цветности в утфель добавляют сульфит натрия в количестве 0,02...0,025 % к массе сахара-сырца и для подсинивания ультрамарин — 0,003 % к массе сахара-сырца. Цикл уваривания утфеля 2...2,5 ч, чистота 97...98 %, температура кипения 72...76 °С. Утфель центрифугируют нагорячо и промывают водой температурой 93...97 °С. Расход воды составляет 1...1,5 % к массе утфеля. Первый и второй оттеки делят таким образом, чтобы цветность второго оттека была не выше цветности утфеля. Рафинированный сахар-песок высушивают, охлаждают и фасуют.

Утфель II кристаллизации уваривают из первого оттека утфеля I кристаллизации и своего второго оттека до содержания сухих веществ 92...92,5 %, затем центрифугируют с отбором двух оттеков. Цветность сахара не должна превышать 2 усл. ед. Цикл уваривания утфеля около 4...4,5 ч, чистота 94...94,5 %, температура кипения 68...72 °С.

Утфель III кристаллизации уваривают из первого оттека утфеля II кристаллизации, а на последние подкачки берут небольшое количество своего оттека, с тем чтобы чистоту утфеля поддерживать на уровне 84...85 %, а оттека — 72...73 %. Утфель уваривают до содержания сухих веществ 93...94 %. Цикл уваривания около 6 ч, температура кипения 66...70 °С. Центрифугируют утфель нагорячо без пробеливания сахара.

Утфель IV кристаллизации уваривают из оттека утфеля III кристаллизации до содержания сухих веществ 94...95 %. При необходимости на заводку кристаллов берут первый оттек утфеля II кристаллизации. Утфель уваривают в вакуум-аппарате при температуре 66...70 °С в течение около 10 ч. Из вакуум-аппарата утфель спускают в кристаллизационную установку, где сахар кристаллизуется при охлаждении до 35 °С, затем его вновь нагревают до 40...45 °С и центрифугируют. Чистота утфеля 71...75 %, мелассы — не более 55 %.

Сахар III и IV кристаллизаций растворяют в промоях при температуре 82 °С до содержания сухих веществ 63...67 %.

Соотношение массы увариваемых утфелей I, II, III и IV кристаллизаций соответственно (37...38) : (11...12) : (2...3,5) : 1, т. е. в среднем от предыдущего утфеля к последующему это соотношение равно примерно 3:1.

При переработке тростникового сахара-сырца в сахар-рафинад выход товарного сахара ниже примерно на 1 %, потери сахарозы в производстве выше на 0,4 %, расход условного топлива больше на 4...4,5 % к массе сахара-сырца по сравнению с переработкой его в сахар-песок.

Определение расхода извести на очистку клеровки. В зависимости от качества клеровки, степени утилизации диоксида углерода на сатурации расход извести на очистку, как указывалось выше, колеблется от 4 до 6 % CaO к массе сахара-сырца. Но в каждом конкретном случае важно определить оптимальный рас-

ход извести, так как уменьшение расхода по сравнению с оптимальным приведет к ухудшению качества очищенной клеровки, а повышение экономически нецелесообразно.

Для определения оптимального расхода извести на очистку клеровки тростникового сахара-сырца и возвратов Р. Ш. Минц, Т. И. Турбан и др. предложили номограмму (рис. 159). Где $Цв_0$ — исходная цветность клеровки, усл. ед.; $Цв_1$ — предельная цветность очищенной клеровки, равная 15 усл. ед. (установлена экспериментально), из которой можно получить сахар-песок цветностью не выше 0,7 усл. ед.; A_{CaO} — содержание CaO в дефекованной клеровке, достаточное для получения очищенной клеровки не выше 15 усл. ед., %.

Пример. Цветность исходной общей клеровки $Цв_0$ = 60 усл. ед. Определить расход CaO для получения очищенной клеровки цветностью не выше 15 усл. ед.

От точки 60 на оси абсцисс (см. рис. 159) поднимем перпендикуляр до пересечения с кривой предельно допустимой цветности очищенной клеровки 15 усл. ед. ($Цв_1$). Из этой точки проводим горизонталь до пересечения с кривыми предельных (нижней и верхней) концентраций сухих веществ общей клеровки 46 и 54 %. Затем из точек пересечения на ось абсцисс опускаем перпендикуляры и находим оптимальную концентрацию извести в клеровке (A_{CaO}) соответственно 1,45 и 1,6 % к массе клеровки.

Исходя из этого, при A_{CaO} = 1,45 % и содержании извести в известковом молоке, например $Щ_0$ = 19,8 %, а в исходной клеровке сахара-сырца $Щ_1$ = 0,03 % CaO, вычислим расход извести Q_{CaO} к массе сахара-сырца по уравнению

$$Q_{CaO} = \frac{Q_к Щ_0 (A_{CaO} - Щ_1)}{100(Щ_0 - A_{CaO})}, \qquad (91)$$

где $Q_к$ — масса клеровок сахара-сырца и продуктовой клеровки, % к массе сахара-сырца. Принимаем равной 280 %.

$$Q_{CaO} = 280 \cdot 19{,}8\ (1{,}45 - 0{,}03)/[(19{,}8 - 1{,}45)100] = 4{,}29\ \%$$

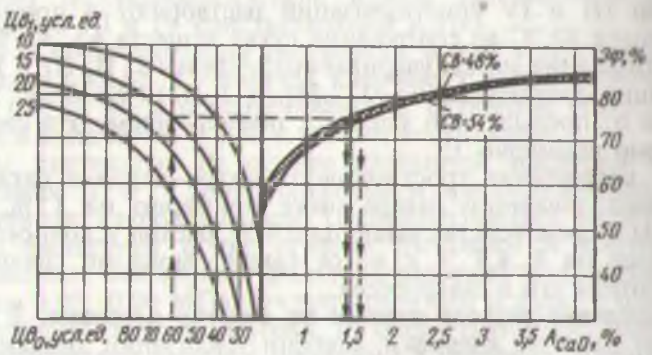


Рис. 159. Номограмма для определения содержания извести в дефекованной клеровке тростникового сахара-сырца в зависимости от его цветности

А при A_{CaO} = 1,6 по уравнению (91) расход извести (CaO) к массе сахара-сырца составит 4,79 %.

Таким образом, при цветности исходной клеровки 60 усл. ед., предельной цветности очищенной клеровки 15 усл. ед., содержании сухих веществ в общей клеровке 48...54 % оптимальный расход извести будет колебаться от 4,29 до 4,79 % CaO к массе сахара-сырца. При переработке сахара-сырца до низкого качества расход извести будет увеличиваться до 5,5...6 % к массе сахара-сырца.

Эффективность обесцвечивания общей клеровки (*Эф*) для получения очищенной клеровки не выше 15 усл. ед., судя по номограмме, должна быть не ниже 75 % (см. на номограмме правую шкалу ординат).

При раздельном обесцвечивании карбонатом кальция клеровки сахара-сырца и продуктовой клеровки (первый оттек утфеля I кристаллизации и сахар III кристаллизации) с одинаковыми значениями исходной цветности и расхода извести в первом случае получат более высокую эффективность обесцвечивания, что объясняется конденсацией и полимеризацией красящих веществ в процессе пребывания продукта на верстате завода и селективной способностью к внедрению в кристаллы сахара отдельных групп красящих веществ при кристаллизации.

Достаточно высокую эффективность обесцвечивания (до 50 %) можно получить при обработке клеровки тростникового сахара-сырца и первого оттека утфеля I кристаллизации сульфатом алюминия и тринатрийфосфатом. В начале процесса в клеровку сахара-сырца или первого оттека вводят 0,05...0,1 % сульфата алюминия к массе продукта и перемешивают 2...3 мин. При внедрении сульфата алюминия снижается pH растворов. Чтобы восстановить его до первоначального значения, вводят тринатрийфосфат в количестве, превышающем концентрацию сульфата алюминия в 2,5...3 раза, а затем добавляют 0,2...0,25 % фильтроперлита (к массе продукта), перемешивают еще 3...5 мин и фильтруют. Под действием этих реагентов происходит осаждение значительной части несахаров, в том числе красящих веществ. Последовательная обработка клеровок и оттека химическими реактивами дает возможность повысить эффективность очистки и сократить расход оксида кальция на очистку общей клеровки.

При переработке тростникового сахара-сырца выход сырцовой мелассы составляет 2...3,5 % к его массе и зависит в основном от чистоты очищенной общей клеровки при неизменном коэффициенте рециркуляции (рис. 160). Влияние качества оттеков утфелей II и III кристаллизаций на выход мелассы незначительное.

Из данных, приведенных на рис. 160, видно, что выход сырцовой мелассы увеличивается пропорционально снижению чистоты клеровки. При повышении коэффициента рециркуляции, когда увеличивается масса возврата первого оттека утфеля

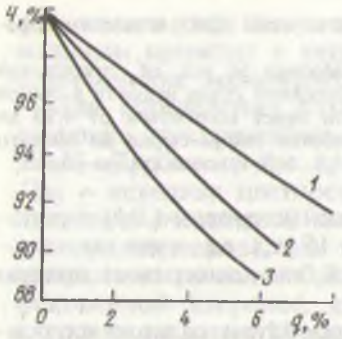


Рис. 160. Зависимость выхода мелассы (*q*) от чистоты (Ч) очищенной клеровки сахара-сырца при возврате первого оттека утфеля I кристаллизации на очистку в количестве (%):
1 — 70; *2* — 80; *3* — 85

I кристаллизации на дефекацию и сатурацию, масса полученной мелассы уменьшается.

Производственные показатели и потери сахара. При переработке тростникового сахара-сырца по схеме с возвратом большей части первого оттека утфеля I кристаллизации и клеровки сахара последней кристаллизации на дефекацию и сатурацию выход сахара-песка к массе сахара-сырца составляет 95,5...96 % (на передовых заводах до 98,5 % при содержании сахарозы в сахаре-сырце около 98 %), а расход условного топлива — 25...28 % к массе сахара-сырца.

Примерный выход утфеля (% к массе сахара-сырца): I — 240, II — 15, III — 5; содержание кристаллов в утфеле (% к массе утфеля) соответственно 52, 40, 30. Продолжительность уваривания утфелей (ч): I — 2,5—3, II — 3,5—4, III — 7.

Общие потери сахарозы при переработке сахара-сырца в сахар-песок составляют 1,8...2,1 % к массе сахара-сырца, из них 0,9...1 % удерживается в мелассе, около 1 % теряется в производстве и 0,1 % — при хранении сахара-сырца. Производственные потери сахара состоят из учтенных 0,03...0,05 % (в фильтрационном осадке) и неучтенных 0,8—1 % (от термохимического разложения, жизнедеятельности микроорганизмов, разливов и др.).

Ниже приведена примерная расшифровка неучтенных потерь сахарозы в производстве, установленная А. Я. Загорулько (% к массе сахара-сырца): при клеровке сахара-сырца — 0,05; дефекации — 0,03; сатурации — 0,02; уваривания утфелей — 0,5; в барометрической воде от вакуум-аппаратов — 0,14 и от вакуум-фильтров — 0,01; в сточных водах — 0,06; нерасшифрованные — 0,17 (всего 0,97 %).

В клеровочном отделении потери связаны с микробиологическим разложением сахарозы, которое протекает в сборниках разбавленных промоев и трубопроводах. На заводе средней производственной мощности масса промоев невелика (10...12 м³/ч), но общая вместимость сборников и трубопроводов, а также продолжительность пребывания в них промоев значительные. Поэтому и микробиологические потери сахарозы, особенно при температурах не выше 60 °С, могут достигать 0,3...0,55 %. Если же поддерживать температуру промоев выше 75 °С и уменьшить

вместимость сборников и трубопроводов, то неучтенные потери сахарозы на этом участке можно почти полностью исключить.

Повышенные неучтенные потери сахарозы на некоторых участках производства можно объяснить также большой вместимостью технологических аппаратов (сатураторы, клеровочный аппарат и др.), что приводит к длительному пребыванию сахарных растворов в них при высокой температуре. В продуктовом отделении существенное влияние на потери сахарозы оказывают высокая температура уваривания утфелей и низкие значения pH. Если поддерживать pH утфелей в интервале 7,2...8,0 и температуру ниже 70 °С, то неучтенные термохимические потери сахарозы будут находиться в пределах 0,4...0,5 % к массе сахара-сырца.

Потери сахарозы в барометрической воде при уваривании утфелей связаны с уносом капель сиропа с утфельным паром и перебросами. Для их снижения перед барометрическими конденсаторами необходимо устанавливать ловушки вместимостью примерно 6 м^3 на 100 т перерабатываемого сахара-сырца. В сточные воды сахароза попадает с конденсатом вторичных паров или в результате разливов сахарсодержащих продуктов.

Контрольные вопросы

1. Какие требования предъявляются к складским помещениям для хранения тростникового сахара-сырца? 2. Из каких элементов состоит типовая технологическая схема переработки тростникового сахара-сырца на сахар-песок? 3. Для чего большую часть первого оттека утфеля I кристаллизации возвращают на очистку известью вместе с клеровкой сахара-сырца? 4. Каков средний выход сахара-песка из тростникового сахара-сырца, перерабатываемого на свеклосахарном заводе? 5. Как определить коэффициент безопасности хранения тростникового сахара-сырца? 6. Какое количество сахарозы (% к массе переработанного сахара-сырца) удерживается в сырцовой мелассе?

Глава 12
ОБЖИГ ИЗВЕСТНЯКОВОГО КАМНЯ И ПОЛУЧЕНИЕ ИЗВЕСТИ И САТУРАЦИОННОГО ГАЗА

ПОЛУЧЕНИЕ ИЗВЕСТИ И САТУРАЦИОННОГО ГАЗА

Технологическая схема. Из склада (рис. 161) известняковый камень конвейером *1* подают на участок сортировки. Мелочь отделяют на виброгрохоте *2*, собирают в бункере *3* и выводят в отвал. Отсортированный камень конвейером *4* направляют в бункер-накопитель известняка *5*. Здесь же установлен бункер-накопитель топлива *7*, куда конвейером *6* со склада поступает твердое топливо. Известняк и топливо с помощью питателей *8*, *9* и дозатора топлива *10* поступают в ковш *11* и взвешиваются на весах *12*.

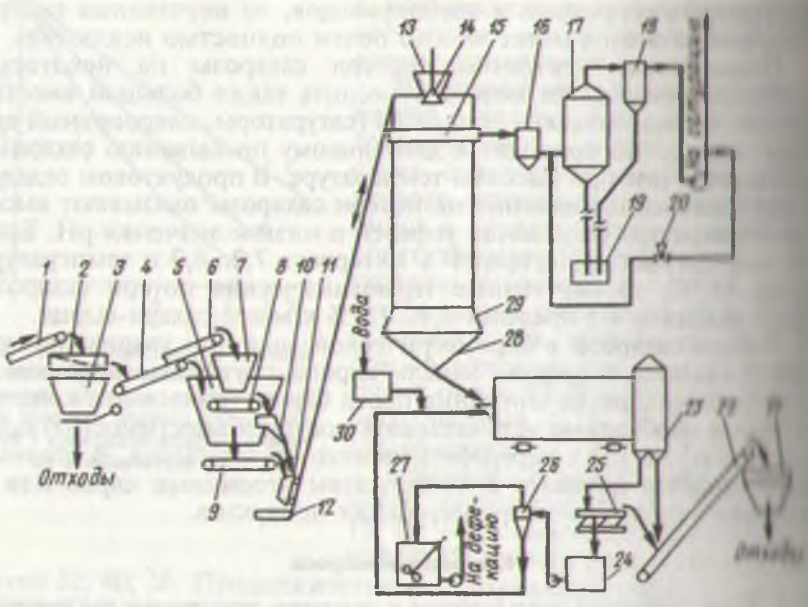


Рис. 161. Схема получения извести, сатурационного газа и известкового

Ковш *11* со смесью известняка и топлива по направлению поднимается вверх, где содержимое ковша выгружают в загрузочную воронку *13* с запорным клапаном *14*.

Сатурационный газ, полученный в известково-газовой печи при обжиге известняка, отбирают через короб отсоса газа *15*, очищают от примесей и охлаждают в сухой ловушке *16* и газопромывателе *17*. Газовый компрессор отбирает охлажденный газ через каплеуловитель *18* и подает его в сатураторы. Для поддержания разрежения в газопромывателе и каплеуловителе воду из них выводят в сборник *19* через гидравлический затвор.

Известь выгружают из печи выгрузочным устройством *29* в приемный бункер *28*, из которого она поступает в известегаситель *23* и гасится водой из сборника *30* до плотности суспензии 1,14...1,22 г/см^3. Полученное известковое молоко освобождается от неразгасившихся частиц на вибросите *25* и гидроциклонах *26*, соединенных через мешалку *24*. Очищенное молоко подают в сборник *27* и оттуда направляют на дефекацию. Отходы, выведенные из известегасителя, и отходы после очистки известкового молока на вибросите конвейером *22* направляют через бункер *21* в отвал. Нижний слив из гидроциклонов *26* возвращают в

гаситель *23*. Клапан *20* регулирует количество рециркулируемого сатурационного газа.

Сырье и топливо для получения извести. Сырье. Известь и сатурационный газ, необходимые для очистки сахарсодержащих растворов, получают непосредственно на сахарном заводе, обжигая известняковый камень (известняк) в вертикальных известково-газовых печах.

Известняк представляет собой осадочную горную породу, образовавшуюся в результате отложения раковин и скелетов простейших морских животных на дне древних водоемов. Он имеет крупнокристаллическое строение и отличается значительной плотностью (2,4...3,5 т/м^3), малой пористостью, почти не впитывает влагу, при обжиге изменяется в объеме незначительно. Для обжига в печах пригодны известняки с временным сопротивлением сжатию не ниже 4 МПа.

В сахарной промышленности используют известняки, содержащие: $CaCO_3$ не менее 93 %; $MgCO_3$ до 4 %; оксидов железа и алюминия до 2 %; оксида кремния до 2 %; влаги не более 5 %. Известняк не должен содержать заметных на глаз посторонних включений (глина, песок). Известняк должен быть снежно-белого цвета со слабым сероватым и желтоватым оттенками.

При выборе известнякового камня в качестве карбонатного сырья следует иметь в виду, что известь, полученная из камня с меньшей плотностью, при приготовлении известкового молока гасится значительно быстрее, чем известь из камня с большей плотностью. Чем быстрее и легче гасится известь, тем меньше расходуется воды на ее гашение. Такая известь более пригодна для очистки диффузионного сока.

Для обжига используют куски известняка размером 80...180 мм. Количество кусков размером менее 80 мм должно быть не более 10 %. Фракцию известняка с размером кусков 40...90 мм обжигают отдельно от крупной фракции.

На некоторых сахарных заводах вместо известняка обжигают мел, который характеризуется мелкокристаллическим строением, высокой пористостью и пониженной плотностью (1,5...2 т/м^3). Содержание влаги в нем не должно превышать 15 %.

Топливо. Для обжига известняка используют высококачественное твердое топливо: кокс или антрацит класса АК (антрацит-кулак, куски размером 50...100 мм) и АО (антрацит-орех, куски размером 25...50 мм), иногда природный газ (метан) или мазут. Кокс легче антрацита, содержит меньше летучих горючих веществ, но стоит гораздо дороже, чем антрацит. Некоторые антрациты, содержащие легкоплавкую золу, вызывают спекание кусков известняка в печи (образование «козлов»).

Топливо оценивают по его теплотворной способности. Так, теплотворная способность кокса составляет 27 360 кДж/кг, антрацита — 31 800...33 900 кДж/кг; мазута топочного М-40 —

38 850 кДж/кг; природного газа — 36 100 кДж/м^3. Теплотворная способность условного топлива принята 29 310 кДж/кг.

Перед загрузкой в печь топливо сортируют: удаляют куски размером менее 20 мм, а куски размером более 100 мм дробят. Мелкие куски топлива при обжиге проваливаются между крупными кусками жженой извести и, не успевая сгореть, выгружаются вместе с известью, в результате расход топлива увеличивается.

При использовании антрацита оптимальное соотношение средних размеров сырья и топлива должно быть 1:1. Для кокса это соотношение 2:1, так как коэффициент трения у кокса больше, чем у антрацита. Смесь известняка и твердого топлива, подаваемых в печь в массовом соотношении (10...12):1, называют *шихтой*.

Принцип работы известково-газовой печи. На сахарных заводах производственной мощностью 3 и 6 тыс. т переработки свеклы в сутки известняк обжигают в известково-газовых печах производственной мощностью соответственно 100 и 200 т печной извести в сутки.

Известково-газовая печь ИШП-100 или Ш1-ПШИ-100 (рис. 162) производственной мощностью 100 т извести в сутки представляет собой вертикальную цилиндрическую шахту (внутренний диаметр 3,4 м, полезная высота 16 м). Для лучшего распределения воздуха по сечению шахты нижняя часть печи выполнена с небольшим сужением.

Стены известково-газовой печи состоят из двух колец. Внутреннее кольцо толщиной 345 мм выложено из огнеупорного шамотного кирпича, наружное толщиной 250 мм — из легковесного шамотного кирпича. Между кирпичными кладками оставлен зазор 25 мм, заполненный молотым трепелом. Снаружи печь заключена в стальной кожух *3* толщиной 10...12 мм, который создает прочность и газонепроницаемость шахты печи и является несущей конструкцией. Между кожухом и наружным кольцом имеется зазор 60 мм, также заполненный теплоизоляционным молотым трепелом, обеспечивающим свободное расширение кирпичной кладки при нагревании.

Шахта печи внизу опирается на железобетонный или кирпичный фундамент. В верхней части шахта закрыта сводом, выложенным из огнеупорного кирпича, на котором установлено одноклапанное загрузочно-распределительное устройство *6* с поворотным лотком *5* для равномерного распределения шихты по сечению шахты. После каждого открытия концевого затвора *6* лоток *5* с помощью индивидуального привода поворачивается вокруг вертикальной оси на 65°. Для повышения герметичности конусный затвор оборудован уплотнением из листовой резины, который закрывается движением вверх.

Выгрузочное устройство представляет собой двухскатный стол

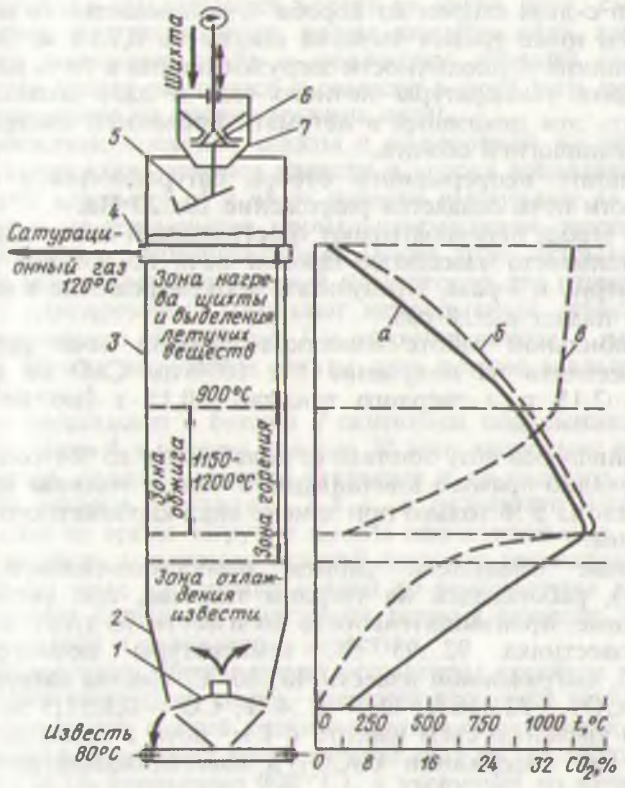


Рис. 162. Схема известково-газовой печи и график изменения температуры известняка (*а*), сатурационного газа (*б*) и концентрации CO_2 в сатурационном газе (*в*) в процессе обжига

1, набранный из чугунных колосников и совершающий возвратно-поступательное движение, что обеспечивает равномерный подвод воздуха в шахту снизу и равномерный отбор извести по поперечному сечению шахты.

Уровень шихты в печи контролируют при помощи изотопных либо штанговых указателей уровня. Уровень шихты расположен на 1...1,4 м ниже лотка распределительного устройства. Свободный объем по высоте печи необходим для равномерного распределения шихты по ее сечению.

В средней части печи (в зоне обжига) для наблюдения за процессом установлены несколько рядов смотровых окон и датчики температуры.

Печной или сатурационный газ, что одно и то же, отбирают

непрерывно с двух сторон из короба *4*, установленного по диаметру шахты ниже уровня засыпки шихты на 0,7...1 м. Это исключает влияние периодичности загрузки шихты в печь на показания датчика температуры печного газа и дает возможность использовать эти показания в автоматизированной системе управления технологией обжига.

В результате непрерывного отбора сатурационного газа в верхней части печи создается разрежение 10...20 Па.

Если на заводе перерабатывают тростниковый сахар-сырец, то производительность известково-газовой печи по извести уменьшают примерно в 3 раза, в результате чего разрежение в верхней части печи падает в 5...8 раз.

При стабильной работе известково-газовой печи удельный расход известняка на получение 1 т 100%-го CaO не должен превышать 2,15 т, а твердого топлива — 0,15 т (но не более 0,17 т).

Установившуюся дозу топлива (с колебанием ±5 %) контролируют ежедекадно прямым взвешиванием. Массу топлива изменяют более чем на 5 % только при замене вида карбонатного сырья либо топлива.

Примерные показатели работы известково-газовой печи (ИШП-100), работающей на твердом топливе, при установившемся режиме: производительность по извести 90 т/сут, степень обжига известняка 92...95 %, температуры печного газа 120 ± 10 °С, выгружаемой извести 40...80 °С. Состав сатурационного газа: CO_2 — 32...36 %; O_2 — 3...4 %, CO — 0,8...1,5 %. Рекомендуемый удельный съем извести с 1 м^2 печи в сутки не менее 11 т CaO при содержании $CaCO_3$ в известняковом камне не ниже 93 %.

Обжиг известняка в заданном режиме. В начале производственного сезона, перед розжигом, футеровку (внутреннюю огнеупорную облицовку шахты) печи в течение 4...5 сут тщательно высушивают при постоянном повышении температуры отходящих газов до 250 °С. Если футеровку не сушить, то при интенсивном разогреве печи она даст трещины и быстро разрушится. Перед высушиванием выгрузочный механизм для защиты от воздействия высоких температур закрывают слоем известняка, который равен примерно трем диаметрам его кусков. Затем на этой подушке раскладывают костер из дров и по мере подсыхания футеровки горение костра усиливают.

После сушки и охлаждения печь осматривают, заделывают трещины и приступают к розжигу. Для этого на слой карбонатного сырья толщиной 0,3...0,6 м укладывают дрова (примерно 170 кг на 1 м^2 площади поперечного сечения шахты печи). Затем печь загружают шихтой с повышенным содержанием топлива (около 10 % к массе известняка). Шихту укладывают так, чтобы куски кокса не соприкасались со стенками печи. На верхнем

ние известняка выкладывают клетку из сухих дров, смоченных мазутом, все смотровые окна, кроме нижнего ряда, закрывают, открывают вытяжную трубу и поджигают верхний слой дров. Когда дрова вверху разгорятся и создадут в печи тягу, поджигают дрова, уложенные на уровне нижних окон.

Во избежание спекания шихты с облицовкой из печи через 10...12 ч выгружают немного извести и сверху добавляют шихту. Затем через каждые 3...4 ч часть извести выгружают до тех пор, пока в печи не установятся нормальные условия горения (примерно через 24 ч с момента пуска). После этого закрывают естественную тягу, включают газовый компрессор для отсоса печного газа и одновременно начинают непрерывный отбор извести через выгрузочное устройство *1* и загрузку шихты в печь через бункер *7*. Между загрузками шихты печь плотно закрыта конусным затвором *6*.

Шихту поднимают в бункер *7* скиповым подъемником вместимостью около 1 т и через каждые 30 мин загружают ее в печь. Длительность цикла с момента открытия и до полного закрытия конусного затвора составляет 7..8 с, в результате чего потери печного газа во время загрузки шихты незначительные.

Рабочая часть известково-газовой печи по вертикали делится на три зоны: зона нагревания шихты до температуры диссоциации карбоната кальция и выделения летучих веществ; зоны обжига известняка и охлаждения извести.

Зона нагревания шихты сверху ограничена коробом для отбора сатурационного газа, снизу — верхней границей зоны обжига. В зоне нагревания шихты куски известнякового камня нагреваются встречным потоком раскаленного газа до температуры разложения $CaCO_3$ (примерно 900 °С), а уходящий из печи сатурационный газ охлаждается до 120 ± 10 °С. При нагревании шихты до 200 °С и выше из твердого топлива выделяются летучие вещества (горючие газы — водород, метан, а из антрацита еще и смолистые вещества). Так как летучие вещества выделяются в зоне нагревания, где кислород отсутствует, то сгореть они не могут. Поэтому теплота сгорания летучих веществ теряется безвозвратно: у антрацита эти потери составляют 8...10 % от общей теплоты сгорания, а у кокса — примерно в 4 раза меньше. Это следует учитывать при определении расхода топлива на обжиг известняка.

Кроме названных выше трех зон существует еще зона горения топлива, т. е. участок печи, где наблюдается интенсивное выделение теплоты. В пределах этого участка располагается и зона обжига, так как процесс диссоциации $CaCO_3$ протекает с поглощением большого количества теплоты (вместе с потерями это составляет 4200...4600 кДж на 1 кг чистого CaO). Высота верхней границы зоны горения пропорциональна среднему размеру кусков топлива и мало зависит от дозы топлива и производитель-

ности печи. При увеличении размера кусков топлива зона горения по высоте сокращается. Если печь работает на топливе с постоянным фракционным составом, то высота и объем зоны горения постоянны.

Нижняя граница зоны обжига не совпадает с границей зоны горения топлива, которая располагается ниже. Это объясняется тем, что в зоне охлаждения воздух нагревается от известняка только до 600...700 °С, а затем, при движении вверх, в промежутке между нижними границами зон горения топлива и обжига известняка температура его повышается до 1150...1250 °С за счет теплоты горящего топлива. При этой температуре и происходит интенсивное разложение карбоната кальция в зоне обжига.

Увеличивать температуру в печи выше 1300 °С не следует, так как при этом образуется крупнокристаллический оксид кальция, который при гашении реагирует с водой не полностью.

В зоне обжига теплота газов расходуется на разложение $CaCO_3$ более интенсивно, чем поступает от сгоревшего топлива. Поэтому, как видно из рис. 162 (кривая *б*), температура газов здесь начинает снижаться.

В интервале между нижними границами зон горения и обжига бóльшая часть теплоты расходуется на нагревание воздуха, температура извести в результате этого начинает снижаться.

Исходя из сказанного, *зоной обжига* следует считать зону, где выделяется CO_2, образующийся при разложении карбоната кальция, а *зоной горения* — зону, где при горении топлива расходуется кислород.

Если при обжиге известняка не выводить продукты реакции диссоциации $CaCO_3$, а оставлять их в замкнутой системе, то в ней устанавливается химическое равновесие. При этом равновесное парциальное давление образовавшегося диоксида углерода, называемое *давлением диссоциации* карбоната кальция, будет зависеть только от температуры:

Температура, °С	800	900	1000
Давление диссоциации, кПа	22,4	103,1	361,3

Чтобы нарушить это установившееся равновесие и вызвать образование нового количества оксида кальция, следует или повысить температуру, или удалить часть образовавшегося диоксида углерода, уменьшив тем самым его парциальное давление. Последний способ как раз и используют в производстве для разложения карбоната кальция, т. е. из печи непрерывно отбирают печной газ.

В зоне обжига карбонат кальция разлагается на оксид кальция и диоксид углерода с поглощением теплоты извне (эндотермическая реакция)

$$\underset{100}{CaCO_3} = \underset{56}{CaO} + \underset{44}{CO_2},\ \Delta H = -178\ кДж/(г{\cdot}моль).$$

Температура извести в нижней части зоны обжига достигает 1150 °С, а затем, поступая в зону охлаждения, начинает снижаться, отдавая теплоту воздуху, поднимающемуся снизу.

В зоне охлаждения температура извести снижается до 80...90 °С, а воздух нагревается до 600...700 °С.

Температура печного газа — важнейший показатель, характеризующий процесс обжига. Ее повышение при неизменном составе шихты свидетельствует о смещении зоны горения вверх. При этом увеличиваются потери теплоты с отходящими газами и расход топлива. И, наоборот, повышение температуры извести, выгружаемой из печи, при одновременном снижении температуры печного газа свидетельствует о смещении зоны горения вниз. При этом уменьшается концентрация CO_2 в печном газе и увеличиваются недопал в выгружаемой извести и расход топлива.

При нормальной эксплуатации печи температура печного газа составляет 120 ± 10 °С, а температура извести — не выше 80 °С, которые регулируются количеством отбираемого печного газа или выгружаемой извести. Отбор печного газа регулируют рециркуляцией его от газового компрессора в газопромыватель (см. рис. 161).

При обжиге известняка получают активную и неактивную известь. *Активная известь* реагирует с водой, выделяя теплоту и превращаясь в гидроксид кальция. *Неактивная известь* включает недопал ($CaCO_3$) и оплавленную известь (CaO), которая при высокой температуре вступает во взаимодействие с примесями в известняке (оксидами кремния, алюминия, железа) и образует новые химические соединения, не реагирующие с водой при гашении. Это силикаты кальция $2CaO{\cdot}SiO_2$, $3CaO{\cdot}SiO_2$; алюминаты кальция $CaO{\cdot}Al_2O_3$; ферриты $CaO{\cdot}Fe_2O_3$, $2CaO{\cdot}Fe_2O_3$.

Силикаты кальция, образующиеся в процессе обжига, способствуют спеканию кусков известняка и зависанию их в печи. Для устранения этой аварийной ситуации известняковый камень перед загрузкой в печь следует увлажнять раствором хлорида натрия из расчета 0,15...0,2 % NaCl к массе известняка. При обжиге хлорид натрия, вступая в реакцию с оксидом кремния, образует силикат натрия и хлорид водорода ($2NaCl + SiO_2 + H_2O \rightarrow Na_2SiO_2 + 2HCl$) и предотвращает таким образом спекание известнякового камня.

Образовавшийся силикат натрия нерастворим в воде и гашению извести не препятствует, а хлористый водород, поднимаясь в верхние слои шихты, содержащей влагу, растворяется в ней и повышает поверхностную активность известняка и выход активной извести.

В процессе контроля за технологическим и температурным ре-

жимами работы известково-газовой печи определяют содержание диоксида углерода, кислорода и оксида углерода в сатурационном газе с помощью непрерывнодействующих газоанализаторов, температуру в зонах обжига, нагревания и охлаждения, температуру печного газа на выходе из печи и после газопромывателя с помощью дистанционных термометров сопротивления.

Расход известняка и топлива при обжиге. По стехиометрическому уравнению из 100 кг $CaCO_3$ образуется 56 кг CaO, а на получение 100 кг CaO требуется 100 · 100/56 = 178,57 кг полностью диссоциирующего $CaCO_3$. При выходе 85 % свободной извести из чистого карбоната кальция, содержание которого в известняковом камне примерно 93 %, физический расход его на 100 кг CaO будет

$$178{,}57(100/85)(100/93) = 226 \text{ кг}.$$

Если на очистку диффузионного сока в среднем расходуется 3 % CaO к массе свеклы, то расход известнякового камня составит 226 · 3/100 = 6,78 %. На заводах в среднем расходуют 7...8 % к массе свеклы.

Теперь вычислим расход условного топлива на обжиг 100 кг чистого $CaCO_3$. Согласно эндотермической реакции (см. выше) на разложение 100 г $CaCO_3$ расходуется 178 кДж теплоты, а на 100 кг — соответственно 178 · 100 · 10 = 178 000 кДж. В тепловом балансе известково-газовой печи, в которой шихта представлена смесью известняка—антрацита, это составит примерно 70 %, так как остальные 30 % теплоты, или 178000 · 30/70 = 76285,7 кДж, теряются с сатурационным газом, выгружаемой известью, на разложение $MgCO_3$, от неполноты сгорания топлива, на лучеиспускание в окружающую среду.

Всего на разложение 100 кг чистого $CaCO_3$ будет израсходовано 178000 + 76285,7 = 254285,7 кДж теплоты. При теплотворной способности 1 кг условного топлива 29310 кДж расход его на диссоциацию 100 кг $CaCO_3$ составит 254285,7/29310 = 8,68 кг. На заводах же расходуют около 9 % топлива к массе известнякового камня.

Выход диоксида углерода. Масса диоксида углерода, отбираемого из печи, складывается из 44 кг, полученных от разложения 100 кг чистого $CaCO_3$, и некоторого количества CO_2, образующегося при сгорании в печи 8,68 кг условного топлива. Если принять, что в антраците содержится 85 % углерода, то в 8,68 кг условного топлива будет 8,68 · 0,85 = 7,38 кг углерода, который при полном сгорании в соответствии с уравнением

$$\underset{12}{C} + \underset{32}{O_2} = \underset{44}{CO_2}; \quad \Delta H = +395 \text{ кДж/(г · моль)}$$

выделит 7,38 · 44/12 = 27 кг диоксида углерода.

Следовательно, вместе со 100 кг $CaCO_3$ будет получено 44 + 27 = 71 кг CO_2, или 35,5 м^3 CO_2 (при нормальном атмосферном давлении 1033 кПа и температуре 0 °С).

При сатурировании дефекованного сока, когда CaO снова превращается в $CaCO_3$, на образование 100 кг $CaCO_3$ будет израсходовано в соответствии со стехиометрическим уравнением 44 кг диоксида углерода, т. е. 44 · 100/71 = 62 %. Остальное количество CO_2 (27 кг) теряется в производстве в результате неполной абсорбции его в сатураторах, выбросов в атмосферу при загрузке шихты в печь, а также в результате потерь в газопроводах через неплотности.

Подготовка известково-газовой печи к переработке тростникового сахара-сырца. Некоторые заводы начинают перерабатывать тростниковый сахар-сырец сразу после окончания сезона свеклосахарного производства без остановки известково-газовой печи. На период перекомпоновки технологической схемы свеклосахарного завода на переработку сахара-сырца для экономии топлива и известнякового камня известково-газовую печь консервируют. Для этого за сутки до консервации печь загружают кусками известняка размером 120...130 мм и антрацита размером 50...70 мм. Во избежание прилипания оплавленных кусков известняка к футеровке расход топлива снижают до 6...6,5 % к массе известняка, а температуру обжига — на 100...150 °С.

Для ликвидации подсосов воздуха в печи уплотняют смотровые окна, конусный затвор загрузочного бункера засыпают мокрой угольной пылью, перекрывают газоотборные трубопроводы и останавливают газовые компрессоры. Загрузку шихты и выгрузку извести в количестве 7...8 т проводят один раз в 5 сут.

ОЧИСТКА И ОХЛАЖДЕНИЕ САТУРАЦИОННОГО ГАЗА. СВОЙСТВА ОКСИДА И ДИОКСИДА УГЛЕРОДА

Очистка и охлаждение сатурационного газа. Выходящий из известково-газовой печи сатурационный газ температурой 120...130 °С содержит: около 60 % азота; 32...36 % CO_2; 3...4 % O_2; 0,8...1,5 % CO, а также оксиды азота, хлориды щелочных металлов (NaCl, KCl), смолистые вещества, сероводород, диоксид серы, пыль известняка и топлива (до 5 г/м^3). Такой газ нельзя пропускать через газовые компрессоры, так как указанные примеси будут осаждаться на поверхности оборудования и трубопроводов, будут снижать их производительность и ускорять износ. Поэтому сатурационный газ очищают и охлаждают в циклонных ловушках и газопромывателе (см. рис. 161).

Газопромыватель (рис. 163) для сахарного завода производственной мощностью 3 тыс. т переработки свеклы в сутки представляет собой цилиндрический сосуд *1* диаметром 1,6 м и высо-

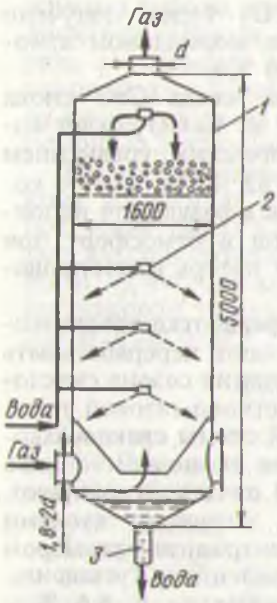


Рис. 163. Схема газопромывателя печного газа

той 5 м, внутри которого навстречу потоку газа через форсунки *2* под давлением распыляется холодная вода. Сатурационный газ, промытый и охлажденный до 30...40 °С, проходит через слой керамических насадок, освобождается от капель воды и выводится из газопромывателя сверху, а отработавшая вода, называемая *лаверной*, выходит снизу через гидравлический затвор *3*.

Содержание твердых частиц в 1 м³ сатурационного газа после газопромывателя снижается до 0,05...0,07 г и удаляется бо́льшая часть смолистых веществ. Потери диоксида углерода в промывной воде в результате его растворения составляют 0,1...0,2 %.

Для бесперебойной подачи газа в сатураторы площадь сечения газопроводов от известково-газовой печи до газопромывателя в 1,8...2 раза больше, чем площадь сечения газопроводов после газопромывателя.

Перед включением газового компрессора проверяют герметичность всех газопроводов от печи до сатураторов и подают охлаждающую воду в газопромыватель. После окончания производства всю воду из газопромывателя, ловушек, газопроводов удаляют и к ремонтным работам внутри газоочистительного оборудования, в том числе и сатураторов, приступают лишь после их тщательного проветривания и проверки состава воздуха внутри аппаратов на содержание в нем CO_2 и CO.

Получение диоксида углерода из дымовых газов или отработавшего сатурационного газа. При переработке сахарной свеклы и особенно тростникового сахара-сырца в результате низкого коэффициента использования диоксида углерода в сатураторах (55...62 %) на очистку сахарсодержащих растворов расходуют практически весь диоксид углерода и бо́льшую часть извести, получаемые при обжиге известняка. Но некоторая часть извести остается невостребованной и ее выводят в отходы, а затем используют на строительные нужды. Если снизить производительность известково-газовой печи по извести до необходимого количества, то будет недоставать диоксида углерода. Восполнить его недостаток можно, утилизируя, например, дымовые газы ТЭЦ сахарного завода или диоксид углерода из отработавшего сатурационного газа.

Дымовые газы, образовавшиеся при сгорании твердого топли-

ы, содержат (%): диоксида углерода 18...20, мазута — 14, природного газа — 10...12. Добавление диоксида углерода, выделенного из дымовых газов, к диоксиду углерода, получаемому при обжиге известняка, позволит не только повысить эффективность очистки сока, но и снизить удельный расход известнякового камня.

Для извлечения диоксида углерода из отходящих дымовых газов разработана промышленная установка.

В соответствии с этой схемой (рис. 164) дымовые газы поступают в охладитель *1*, который представляет собой полый цилиндр с керамической насадкой, снизу навстречу потоку холодной воды. Вода, стекая по насадке, охлаждает и промывает поток газа, который затем переходит в абсорбер *2*, где из него 0,03 %-ным водным раствором $FeSO_4$ извлекается диоксид серы. Реактив $FeSO_4$ циркулирует по замкнутому контуру: абсорбер *2* → сборник *11* → насос → абсорбер *2*. Очищенная и охлажденная до 35...40 °С газовая смесь из абсорбера *2* компрессором *10* перекачивается в абсорбер *3*, где, проходя снизу вверх, орошается раствором моноэтаноламина (МЭА). При контакте газовой смеси и жидкости в результате хемосорбции диоксид углерода реагирует с МЭА и образует нестойкие соединения карбоната и бикарбоната моноэтаноламина.

Отработавшие и нейтрализованные дымовые газы выводят из абсорбера *3* в атмосферу, а раствор МЭА, насыщенный диоксидом углерода (в 1 м^3 МЭА растворяется 15...18 м^3 CO_2) и содержащий немного воды, из нижней части абсорбера *3* насосом перекачивается в десорбер *5* через теплообменник *9*, где он нагревается до 85 °С. В десорбере *5* раствор МЭА, насыщенный диоксидом углерода, стекая по насадке навстречу парогазовой

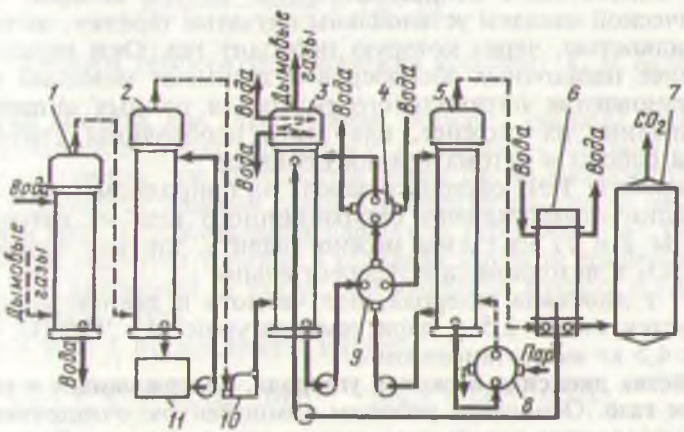


Рис. 164. Схема получения диоксида углерода из дымовых газов

смеси МЭА и CO_2, нагревается до температуры кипения (102 °С), в результате из него выделяется газообразный диоксид углерода. А сконденсировавшиеся при этом пары МЭА и воды стекают вниз в испаритель *8*, где в результате нагревания вторичным паром из I и II корпусов выпарной установки снова превращаются в пар и поступают в десорбер *5*.

Истощенный раствор МЭА, освобожденный от CO_2, температурой 105...110 °С из нижней части десорбера *5* возвращается через теплообменники *9* и *4* в верхнюю часть абсорбера *3* для повторного использования. В теплообменнике *9* этот раствор нагревая встречный поток насыщенного раствора МЭА до 85 °С, сам охлаждается до 88...90 °С, а в теплообменнике *4* охлаждается еще холодной водой до 30...35 °С.

Диоксид углерода, выделившийся в десорбере *5* из парогазовой смеси, и часть несконденсировавшихся паров МЭА поступают в трубчатый конденсатор *6*, где пары МЭА конденсируются и насосом возвращаются в верхнюю часть абсорбера *3*, а осушенный газообразный CO_2 поступает в сборник *7*. Из сборника *7* диоксид углерода забирают в производство в газообразном состоянии либо подвергают компримированию, т. е. процессу, который состоит из следующих этапов. Газ обезвоживается, охлаждается, сжимается до 6,5...7 МПа и им заполняют баллоны.

В рабочем растворе МЭА постоянно накапливаются продукты окисления и полимеризации, поэтому его периодически подвергают регенерации в перегонной установке, обогреваемой паром (на рис. 164 она не показана). Пары МЭА отводят в десорбер *5*, а шлам из нижней части аппарата смывают в сборник вредных отходов.

Вместо насадочных абсорберов, описанных в данной схеме, можно использовать пенные аппараты, внутри которых вместо керамической насадки установлены ситчатые тарелки, наполненные жидкостью, через которую проходит газ. Они гораздо эффективнее насадочных абсорберов и занимают меньший объем. Но установление оптимального режима в пенных аппаратах и обслуживание их сложнее, для этого необходимы стабильные условия работы и автоматизация процесса.

При работе ТЭЦ сахарного завода на природном газе или при утилизации отработавшего сатурационного газа из сатураторов аппараты *2* и *11* из схемы можно удалить, так как содержание SO_2 и SO_3 в исходном газе незначительно.

На 1 т диоксида углерода, получаемого в данной установке, расходуется около 2,5 т пара температурой 115...125 °С, 50 $м^3$ воды и 4,5 кг моноэтаноламина.

Свойства диоксида и оксида углерода, содержащихся в сатурационном газе. Основным рабочим компонентом очищенного сатурационного газа является диоксид углерода, который представляет собой бесцветный газ плотностью 1,529 $г/м^3$, примерно в

полтора раза тяжелее воздуха. Масса 1 л CO_2 при нормальных условиях 1,98 г. Под давлением 6,5—7 МПа диоксид углерода превращается в жидкость и хранится в стальных баллонах.

При растворении диоксида углерода в воде появляется кисловатый вкус, обусловленный присутствием небольших количеств угольной кислоты, образующейся в результате обратимой реакции

$$CO_2 + H_2O \rightleftharpoons H_2CO_3.$$

Из-за того, что лишь небольшое количество CO_2 (не более 1 %) превращается в угольную кислоту, равновесие этой реакции сдвинуто влево. При нагревании угольная кислота быстро разрушается.

Двухосновная угольная кислота очень слабая, в воде ионизирует на H^+ и HCO_3^- и лишь в ничтожном количестве образует ионы CO_3^{2-}:

$$H_2CO_3 \rightleftharpoons H^+ + HCO_3^-;\ HCO_3^- \rightleftharpoons H^+ + CO_3^{2-}.$$

Например, на первой ступени ионизации при 25 °С константа ионизации, учитывающая равновесие ионов со всем количеством диоксида углерода в растворе (как в форме CO_2, так и в виде угольной кислоты), выражается уравнением

$$K_1 = \frac{[H^+]\,[HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} = 4{,}4 \cdot 10^{-7}, \qquad (92)$$

а на второй ступени имеет вид

$$K_2 = \frac{[H^+]\,[CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]} = 5{,}6 \cdot 10^{-11}. \qquad (93)$$

С повышением температуры значения констант K_1 и K_2 будут расти.

Угольная кислота, как двухосновная, образует два ряда солей — кислые, называемые гидрокарбонатами, и средние — карбонаты.

В сатурационном газе содержится также оксид углерода (CO), который называется *угарным газом*. Он бесцветен, почти не растворяется в воде. Относительная плотность его 0,967 г/м^3. Образуется он при сгорании топлива в условиях высокой температуры и недостатка кислорода, а также при контакте воздуха с раскаленными кусками угля.

Реакция идет с поглощением теплоты:

$$CO_2 + C \rightleftharpoons 2CO;\quad \Delta H = -160{,}4\ \text{кДж/(г·моль)}.$$

При температуре выше 400...450 °С и более эта реакция идет только слева направо.

Оксид углерода очень ядовит для человека, особенно опасен тем, что не имеет никакого запаха. Ядовитое действие его известно под названием «угар», когда CO легко соединяется с гемоглобином красных кровяных шариков в крови человека. Насыщенный оксидом углерода гемоглобин не способен переносить кислород от легких к тканям. При вдыхании свежего воздуха это соединение постепенно разрушается и гемоглобин восстанавливает свои функции.

ГАШЕНИЕ ИЗВЕСТИ И ПРИГОТОВЛЕНИЕ ИЗВЕСТКОВОГО МОЛОКА

Активная и неактивная известь. При нормальном режиме обжига известнякового камня получают печную известь, содержащую 85...86 % активной извести, легко реагирующей с водой, около 7 % неактивной извести, не реагирующей с водой, и 7...8 % примесей, не содержащих CaO. Неактивная известь включает около 3 % недопала (не разложившейся $CaCO_3$) и до 4 % CaO, прореагировавшего при обжиге с примесями известнякового камня: оксидами кремния, алюминия и железа. Образующиеся при этом силикаты, алюминаты, ферриты называют *клинкерными минералами* или *пережогом*. К пережогу относят и часть активной извести, рекристаллизовавшейся до крупнокристаллической при температуре обжига выше 1250 °C.

Часть клинкерных минералов реагирует с водой, образуя $Ca(OH)_2$, но скорость этой реакции очень невелика, поэтому они не успевают разгаситься в известегасильном аппарате и процесс гашения продолжается в листовых фильтрах, отстойниках, вакуум-фильтрах, повышая щелочность сока I сатурации, уже отсатурированного до оптимального значения pH. Если же известковое молоко вводят в сок перед II сатурацией, то происходит повышение щелочности сока II сатурации, которое приводит к нарушению технологического режима и ухудшению работы выпарной установки.

Опыты показали, что на верстате сокоочистительного отделения только около 15 % извести из пережога переходит в активное состояние и реагирует с диоксидом углерода. Кроме того, компоненты пережога, поступая в сокоочистительное отделение вместе с известковым молоком, осаждаются в сатураторах, сборниках, дефекаторах, трубопроводах, вызывая необходимость частых продувок аппаратов и увеличивая неучтенные потери сахарозы.

Поэтому, учитывая низкую скорость реагирования извести, содержащейся в клинкерных минералах, с водой, после известегасителя устанавливают вибросито и гидроциклоны без дозревателей известкового молока (см. рис. 161). Использовать дозреватели не следует, так как тогда для интенсификации процесса гашения придется снижать плотность известкового молока и

таким образом разбавлять сок. Кроме того, длительное пребывание известкового молока в дозревателе приводит к перекристаллизации частиц гидроксида кальция и снижению его растворимости в соке.

Получение известкового молока. Известковое молоко получают следующим образом (см. рис. 161). Печная (жженая) известь выгружается из печи с помощью выгрузочного устройства *29* в приемный бункер *28* и оттуда по направляющему желобу поступает в известегаситель *23*, где смешивается с водой или промоями температурой 80...90 °С, поступающими из сборника *30*. В результате химической реакции оксида кальция с водой выделяется значительное количество теплоты (экзотермическая реакция):

$$\underset{56}{CaO} + \underset{18}{H_2O} = \underset{74}{Ca(OH)_2}, \quad \Delta H = +61{,}13 \text{ кДж/(г·моль)}.$$

Печная известь превращается в рыхлую массу, которая называется *гашеной известью* или *известью-пушонкой*.

Из приведенного уравнения видно, что на превращение 1 кг оксида кальция в гидроксид расходуется 1 · 0,018/0,056 = 0,321 кг воды и выделяется 1000 · 61,13/56 = 1091,6 кДж теплоты. Так как температура жженой извести, поступающей на гашение, близка к температуре кипения воды, будем считать, что теплота парообразования теплоносителя и образующегося пара равны. Известно, что на образование 8 кг водяного пара расходуется 29 310 кДж теплоты, что эквивалентно сгоранию 1 кг условного топлива. Выделившаяся при гашении 1 кг CaO теплота в количестве 1091,6 кДж способна испарить 8 · 1091,6/29310 = 0,298 кг воды. Отсюда на получение 1 кг гидроксида кальция в реакции будет израсходовано 0,321 + 0,298 = 0,62 кг воды, т. е. массовое соотношение известь : вода составит 1 : 0,62. С водой реагирует только активная известь, и гашение ее длится 10...12 мин. Затем гашеную известь разбавляют водой или промоями до оптимальной плотности и получают известковое молоко (табл. 33).

Таблица 33

Плотность известкового молока, г/см³	Содержание CaO в 1 л известкового молока, г	Плотность известкового молока, г/см³	Содержание CaO в 1 л известкового молока, г
1,140	190	1,185	252
1,145	196	1,190	260
1,150	204	1,195	266
1,155	210	1,200	274
1,160	218	1,205	280
1,165	226	1,210	286
1,170	232	1,215	294
1,175	238	1,220	300
1,180	246		

Оптимальная плотность известкового молока принята 1,18...1,2 г/см^3. Это обусловлено тем, что с понижением плотности известкового молока, как видно из табл. 33, значительно возрастает количество воды, добавляемой к соку, а следовательно, и расход теплоты на ее выпаривание на последующих стадиях производства. Например, при переработке 1 т свеклы и расходе на очистку сока 2,5 % CaO (к массе свеклы) в сок будет добавлено известковое молоко: плотностью 1,14 г/см^3 — 131,6 л, а плотностью 1,21 г/см^3 — 87 л, или на 44,6 л меньше воды.

Верхний предел плотности (1,2 г/см^3) ограничен техническими возможностями подачи известкового молока в аппараты сокоочистительного отделения, так как при бо́льшей плотности возрастает опасность осаждения частиц $Ca(OH)_2$ в аппаратах и трубопроводах.

Основная задача гашения извести — это получение известкового молока с постоянной плотностью, что достигается стабильным соотношением подаваемых в известегаситель масс печной извести и воды (промоев).

Очистка известкового молока. Частицы неразгасившейся извести размером 5...10 мм удаляют из известкового молока на выходе из известегасителя, а частицы размером 1,2...5 мм — отстаиванием в песколовушках, классификаторах, либо фильтрованием на вибросите. Частицы размером от 1,2 до 0,3 мм отделяют в гидроциклонах диаметром примерно 150 мм.

По схеме (см. рис. 161) известковое молоко из известегасителя *23* поступает на вибросито *25* с частотой колебаний сита около 1000 мин$^{-1}$ и эффективностью очистки молока 90...95 % и далее через мешалку *24* — в гидроциклоны *26*. Очищенное известковое молоко накапливается в мешалке *27*, откуда оно направляется в сокоочистительное отделение.

Избыток извести, образующийся при нарушении ритмичности работы завода, в виде известкового молока перекачивают в специально оборудованную емкость, а затем реализуют строительным организациям.

Совершенствование способа получения известкового молока. На многих сахарных заводах известь гасят промоями, содержащими до 5 % сахара. При этом в результате повышения температуры в массе реагирующих частиц CaO до 190...200 °С происходит термическое разложение сахарозы и в промоях, используемых на гашение, теряется 10...30 % сахарозы. Чтобы исключить эти потери, гашение извести рекомендуется проводить в две стадии: на первой стадии для получения извести-пушонки используют воду температурой 80...90 °С, а после снижения температуры реагирующей среды до температуры промоев ее разбавляют промоями до необходимой плотности.

Для снижения скорости перекристаллизации частиц $Ca(OH)_2$

...ия буферный сборник для известкового молока *27* (см. рис. 161) следует оснащать механической мешалкой.

Чтобы уменьшить разбавление очищаемого диффузионного сока, известковое молоко можно заменить известковой пастой. Для получения пасты известковое молоко, очищенное от примесей, сгущают в осадительной центрифуге, например НОГШ-500, до плотности 1,25...1,4 г/см^3 и выгружают в мешалку, где известковую пасту разбавляют диффузионным соком до необходимой плотности (1,18...1,2 г/см^3), и в таком виде дозируют в очищаемый сок.

Фугат из осадительной центрифуги направляют в известегаситель для гашения новых порций печной извести.

Контрольные вопросы

1. Почему известь получают непосредственно на сахарном заводе, а не используют привозную? 2. Каков состав известнякового камня и топлива, используемых для получения извести и сатурационного газа? 3. Как устроена и работает известково-газовая печь? 4. На какие температурные зоны разделена известково-газовая печь при обжиге известняка? 5. Как получают известковое молоко? 6. Каков состав сатурационного газа?

Глава 13

ОБЕСПЕЧЕНИЕ САХАРНОГО ЗАВОДА ВОДОЙ И ПАРОМ

ОБОРОТНОЕ ВОДОСНАБЖЕНИЕ ЗАВОДА

Для проведения технологических процессов на свеклосахарных заводах расходуют большое количество воды из естественных водоемов и охлажденной оборотной воды из искусственных заводских водоемов, а также конденсатов, образовавшихся из отработавшего и вторичных паров, очищенной жомопрессовой воды и промоев.

Если применять прямоточную схему водоснабжения завода, по которой используют только чистую воду из естественных водоемов, а отработавшую воду не возвращать в производство, то общий расход ее составит 1200...1500 % к массе свеклы. Но на ряде участков производства можно применять отработавшую воду без очистки или осветленную, в результате чего безвозвратный расход чистой воды сокращается до 170...250 % к массе свеклы. Такую схему водоснабжения называют *оборотной*.

Чистую холодную воду из естественных водоемов используют

для ополаскивания свеклы, охлаждения и конденсации пара в барометрических или поверхностных конденсаторах, для охлаждения и промывания сатурационного газа, охлаждения газа компрессоров и вакуум-насосов, сульфитационного газа. Чистую артезианскую воду расходуют на промывание сахара в центрифугах, раскачку утфеля I кристаллизации, на нужды заводской лаборатории и др.

Отработавшую воду в зависимости от степени загрязнения делят на I, II, III категории.

К воде I категории группы *А* относят воду, которая использовалась для охлаждения сульфитационного газа, насосов, компрессоров, оборудования ТЭЦ, а также избыток холодной воды. Отработавшая вода данной группы не отличается от исходной по составу, но имеет температуру на 5...10 °С выше. К воде I категории группы *Б* относят барометрическую воду, конденсаты отработавшего и вторичных паров. Данная группа имеет температуру 40...50 °С и более. Кроме конденсата отработавшего пара в воде этой группы содержатся аммиак и небольшое количество других органических примесей.

Воду, использованную в системах охлаждения, и барометрическую после охлаждения в градирне или других сооружениях возвращают в водоем оборотной воды без очистки. Конденсаты отработавшего пара и вторичного пара из I корпуса ВУ используют в ТЭЦ для питания парогенераторов, конденсаты вторичных паров (аммиачную воду) расходуют на промывание фильтрационного осадка, в качестве питающей воды на диффузии (после деаммонизации).

К воде II категории относят транспортерно-моечную воду,

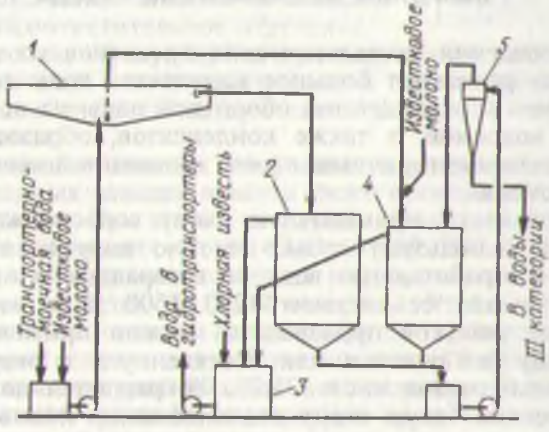


Рис. 165. Схема очистки транспортерно-моечной воды

держащую большое количество взвешенных органических и минеральных примесей. Для их удаления воду подвергают отстаиванию по схеме (рис. 165) сначала в радиальном отстойнике *1* со сборно-распределительным устройством и вакуум-сифонной установкой для удаления осадка, а затем в вертикальном металлическом отстойнике *2*. Для удаления из транспортерно-моечной воды тяжелых примесей и обломков свеклы перед радиальным отстойником устанавливают шнекоулавливатель, камне- и песколовушки, а для ускорения отстаивания транспортерно-моечную воду подщелачивают известковым молоком до pH 10,5...11,5. После вертикального отстойника *2* декантат дезинфицируют в мешалке *3* хлорной известью или в специальной установке — жидким хлором и возвращают в гидротранспортеры и в моечное отделение свекломоечных машин.

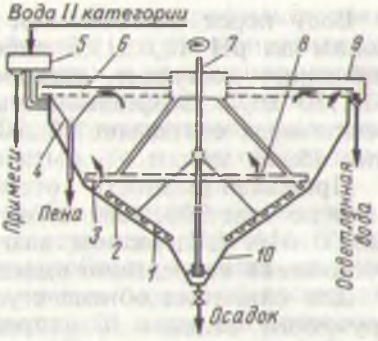


Рис. 166. Схема осветления транспортерно-моечной воды в отстойнике-сгустителе Ш1-ПОС-3

Выходящий из радиального отстойника разбавленный транспортерно-моечный осадок обрабатывают известью еще раз и направляют в вертикальный отстойник-сгуститель *4*, откуда декантат возвращают в схему рециркуляции вод II категории, смешивая его с осветленной транспортерно-моечной водой, а густой осадок через гидроциклон *5* выводят в стоки вод III категории.

На некоторых сахарных заводах вместо отстойника *4* для осветления транспортерно-моечного осадка используют вертикальный отстойник-сгуститель Ш1-ПОС-3 (рис. 166). Сначала вода поступает в уловитель примесей *5*, где отделяются грубые тонущие примеси, а затем — в резервуар отстойника через кольцевой водораспределитель *8*. Вода через верхние щели водораспределителя равномерно распределяется по поперечному сечению корпуса и отстаивается. Взвешенные частицы осаждаются на поверхности конуса *2* и с помощью вращающихся скребков *1* и струи воды, вытекающей из нижних щелей *3* водораспределителя *8*, смываются вниз в разгрузочную насадку *10*. Осветленная транспортерно-моечная вода через неподвижные радиально расположенные перфорированные трубы *6* поступает в кольцевой водосборный лоток *9* и выводится из отстойника-сгустителя в мешалку *3* (см. рис. 165). Всплывшую пену и легкие примеси удаляют в воронку *4* пеносгребающим устройством, закрепленным на валу *7*.

Воду перед отстаиванием подщелачивают известковым молоком до pH 11,0...11,5 либо до pH 10,0, но в этом случае добавляют коагулянт, например сульфат железа, в количестве 50...150 мг/л. Эффективность осветления воды в отстойнике-осветлителе составляет 70...90 %. Продолжительность отстаивания 45...50 мин.

Производительность отстойника-сгустителя при диаметре 15 м по воде 900...1000 м^3/ч, по сгущенной суспензии осадка 28...30 м^3/ч (содержание влаги в осадке 80...84 %). Осадок из отстойника непрерывно выводят в воды III категории.

Для снижения объема сгущенную суспензию осадка из грузочной насадки *10* направляют в гидроциклоны, где отделяется часть воды, эффективность осветления которой на выходе из гидроциклонов составляет примерно 60 %. Включение в схему осветления гидроциклонов дает возможность уменьшить объем выводимого осадка в 2 раза и снизить содержание влаги в нем.

На сахарном заводе производственной мощностью 3 тыс. т переработки свеклы в сутки устанавливают два таких отстойника-сгустителя и четыре гидроциклона с грязевыми насадками диаметром 25 мм. Отстойники продувают не реже 1 раза в смену.

К воде III категории группы *А* относят жомопрессовую воду, которая после осветления возвращается в диффузионную установку, заменяя часть свежей питающей воды. К воде III категории группы *Б* относят отстой из жомопрессовой воды, густой осадок из транспортерно-моечной воды, воду после отстаивания фильтрационного осадка в отвалах, воду из газопромывателей, салфетомоек и хозяйственно-бытовую. Эти воды поступают на биологическую очистку. Перед биологической очисткой они проходят через пруды-накопители, предназначенные для обеспечения бесперебойной работы сооружений биологической очистки и равномерной нагрузки на них. Кроме того, в прудах-накопителях под действием анаэробных бактерий, в основном метанобразующих, происходит сбраживание жирных кислот, углеводов, значительно (на 40...60 %) снижается концентрация органических загрязнений. Этот процесс наиболее интенсивно протекает в теплое время года при плюсовых температурах.

Из прудов-накопителей осветленная вода стекает на поля естественного биологического обезвреживания (поля фильтрации или непроточные биологические пруды). Участок земли, отведенный под поля фильтрации, делят на отдельные секции (карты) и обваловывают землей. Секции используют поочередно. По окончании производства их очищают от осадка и подготавливают к повторной эксплуатации. Для повышения фильтрационной способности по периметру полей фильтрации сооружают

дренажный канал глубиной до 3 м. Вода, профильтрованная через слой почвы, поступает в канал и оттуда направляется в аккумуляционный пруд. После доочистки и насыщения кислородом воду можно сбрасывать в общественные водоемы. Если грунт на полях фильтрации не обладает достаточной фильтрационной и окислительной способностью, то их переоборудуют в непроточные биологические пруды.

Естественная биологическая очистка сточных вод основана на способности микроорганизмов в естественных аэробных условиях (на полях фильтрации) или в анаэробных (в прудах-накопителях, называемых также *стабилизационными прудами*) расщеплять, окислять и восстанавливать содержащиеся в них органические и некоторые минеральные соединения. Для естественного обезвреживания сточных вод требуются значительные земельные площади под очистные сооружения. Поэтому на многих сахарных заводах применяют искусственную биологическую очистку сточных вод на биофильтрах, в аэротенках, аэрируемых биологических прудах.

Биофильтр — это сооружение, в котором сточные воды фильтруются через крупнозернистый материал, покрытый биологической пленкой, образованной колониями аэробных микроорганизмов.

Аэротенк — сооружение для биологической очистки сточных вод аэрацией в смеси с активным илом (активный ил — рыхлая масса, насыщенная микроорганизмами), в котором осуществляется биологическая очистка стоков.

Аэрируемый биологический пруд — это естественный или искусственный водоем, в котором под воздействием солнца и воздуха, диспергируемого в воде с помощью механических аэрирующих устройств, в присутствии водорослей и микроорганизмов происходит интенсивный процесс биологической очистки сточных вод.

Эффективность работы очистных сооружений на сахарных заводах определяют по БПК и эффекту осветления.

БПК — это биохимическое потребление кислорода, определяемое в миллиграммах кислорода, расходуемого в течение 5 сут на окисление примесей, содержащихся в 1 л воды при протекании в ней биохимических процессов. Интенсивность биохимических процессов в первые 5 сут наибольшая, поэтому на практике пользуются пятисуточным БПК, т. е. $БПК_5$. Показатель БПК учитывает вещества, легко разлагающиеся при биохимических процессах. В чистой воде биохимическое потребление кислорода невелико, поэтому $БПК_5$ определяют главным образом для оценки сточных вод.

Для оценки качества сточных вод, сбрасываемых в естественные водоемы, кроме $БПК_5$ используют еще показатель ПДК. ПДК — это предельно допустимая концентрация какого-то за-

грязняющего вещества, равного одной дозе, определяемой нормативными документами. Если концентрация загрязняющего вещества приближается к этой дозе, то вода в водоеме находится на границе экологического сдвига.

При совершенствовании схемы водоснабжения действующего сахарного завода за основу принимают следующие основные показатели баланса воды (% к массе свеклы): забор свежей воды из водоема — 164; количество оборотных вод I категории — 800, II категории — 862; сточных вод III категории — 170 или 110 при условии отстаивания транспортерно-моечного осадка в вертикальных отстойниках-сгустителях Ш1-ПОС-3 и возврате декантата в контур рециркуляции вод II категории.

Для вновь строящихся свеклосахарных заводов потребление свежей воды на производственные нужды не должно превышать 80 % к массе переработанной свеклы, а количество сбрасываемых очищенных производственных сточных вод в природные водоемы — не более 75 % к массе свеклы.

Основными потребителями чистой холодной воды из естественных водоемов и оборотной воды из контура вод I категории (600...800 % к массе свеклы) являются вакуум-конденсационные установки. Для сокращения расхода холодной воды в качестве охладителя вод I категории можно использовать вентиляторную градирню, а конденсаторы смешения в ВКУ заменить поверхностными конденсаторами.

ОБЕСПЕЧЕНИЕ ЗАВОДА ГРЕЮЩИМ ПАРОМ И ЭЛЕКТРОЭНЕРГИЕЙ

Большинство свеклосахарных заводов размещено в сельской местности, поэтому их энергоснабжение осуществляют в основном от собственной теплоэлектроцентрали (ТЭЦ) по комбинированной схеме.

По этой схеме в парогенераторах в результате сжигания топочного мазута, природного газа или твердого топлива образуется перегретый пар с избыточным давлением около 4 МПа и температурой 400...450 °С, который направляют в турбоагрегат, работающий с противодавлением и соединенный с электрогенератором, вырабатывающим переменный электрический ток напряжением 6 или 10 кВ. Таким образом, электрическую энергию получают, преобразуя тепловую энергию в механическую, а затем механическую — в электрическую. Машину, соединившую в себе турбоагрегат и электрогенератор, называют *турбоэлектрогенератором.*

Выходящий из турбоагрегата отработавший пар с избыточным давлением 0,4...0,5 МПа увлажняют, снижая температуру до 132...136 °С, и используют для обогрева I корпуса выпарной ус-

новки, сушки сахара-песка, нагревания сока в последней группе теплообменников перед выпарной установкой и других нужд. Такой пар называют *отработавшим*, а иногда греющим. При нагревании сока в I корпусе ВУ отработавшим паром до кипения образуется вторичный пар, который обогревает другие корпуса ВУ и является основным теплоносителем на сахарном заводе. Вторичные пары из ВУ используют для нагревания промежуточных продуктов (соков, сиропов, оттеков), уваривания утфеля в вакуум-аппаратах и др.

Небольшую часть пара, используемую как регулирующую добавку к отработавшему пару, отбирают непосредственно из парогенератора и подвергают редуцированию в редукционно-охладительной установке (РОУ), т. е. снижению давления от 4 до 0,4...0,5 МПа и насыщению влагой с понижением температуры до 132...136 °С.

Таким образом, в производстве пар используется многократно: сначала в турбоагрегате, затем в выпарной установке и, наконец, в вакуум-аппаратах и теплообменниках. Конденсат, полученный в теплообменных аппаратах от конденсации отработавшего пара, возвращают в ТЭЦ для питания парогенераторов, а конденсаты, полученные от конденсации вторичных паров, используют на технологические нужды.

На заводах производственной мощностью 3 тыс. т переработки свеклы в сутки применяют турбоэлектрогенераторы мощностью 6 тыс. кВт, а на заводах производственной мощностью 6 тыс. т — 12 тыс. кВт. Для переработки 100 т свеклы завод расходует примерно 180 кВт электрической энергии. В межсезонный период при остановке ТЭЦ сахарные заводы обеспечиваются электроэнергией от единой энергосистемы РФ.

Для проведения технологических процессов и выработки электрической и механической (силовой) энергии на 100 кг переработанной свеклы расходуют примерно 50 кг отработавшего и редуцированного пара, в том числе на сгущение сока в выпарной установке — около 40 кг; на сушку сахара, нагревание сока перед выпарной установкой и сиропа с клеровкой перед вакуум-аппаратами, другие цели — 4,5...5 кг. Кроме того, в результате потерь пара в вакуум-конденсационных установках, неравномерного отбора вторичных паров из корпусов ВУ, конвекции через теплоизоляцию и в связи с другими причинами расход отработавшего пара увеличивается еще на 8...10 %, т. е. всего расходуется примерно $(40 + 5) + 45 \cdot 0{,}1 \cong 50$ кг.

Отсюда легко определить расход условного топлива на переработку 100 кг свеклы. При теплосодержании в 1 кг отработавшего пара 2721,4 кДж (при избыточном давлении пара 0,4 МПа) и температуре питающей воды в котельной 110 °С на выработку 50 кг пара будет затрачено теплоты

$$50\ (2721{,}4 - 110 \cdot 4{,}187) = 113041{,}5\ \text{кДж},$$

где 4,187 кДж — эквивалент 1 ккал.

На получение механической энергии в турбоагрегате будет израсходовано еще около 13 000 кДж теплоты. Тогда общий расход теплоты на переработку 100 кг свеклы составит

$$113041{,}5 + 13000 = 126041{,}5\ \text{кДж}.$$

При КПД парогенераторов 0,7 сжигание 1 кг условного топлива с теплотворной способностью 29 310 кДж даст 29 310 · 0,7 = 20 517 кДж теплоты. Тогда на переработку 100 кг свеклы будет затрачено условного топлива

$$126041{,}5/20517 = 6{,}14\ \text{кг}.$$

В среднем на отечественных заводах на переработку 100 кг свеклы расходуют 6,2...6,5 кг условного топлива.

Контрольные вопросы

1. В чем сущность схемы оборотного водоснабжения? 2. На какие категории на свеклосахарном заводе делится отработавшая вода? 3. Что такое поля фильтрации, биофильтры и аэротенки? Каково их назначение? 4. С какими параметрами получают перегретый пар из парогенератора? 5. Каков примерный расход условного топлива на переработку 100 кг свеклы? 6. Почему свеклосахарный завод имеет свою автономную теплоэлектроцентраль (ТЭЦ)?

Часть третья

ПРОИЗВОДСТВО САХАРА-РАФИНАДА

●

Глава 14

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА САХАРОРАФИНАДНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Сахар-песок содержит некоторое количество несахаров, в том числе красящие вещества. В ряде отраслей пищевой промышленности (пиво-безалкогольная, винодельческая, кондитерская, ликерно-водочная и др.) предъявляются повышенные требования к качеству сахара, которым не соответствует сахар-песок. Кроме того, на продовольственном рынке постоянным спросом пользуются высококачественные продукты, в том числе и рафинированный сахар разных видов (рафинированный сахар-песок, прессованный быстрорастворимый и со свойствами литого сахар-рафинад, сахарная пудра и др.). Поэтому в нашей стране кроме сахара-песка вырабатывается значительное количество сахара-рафинада. В качестве сырья для выработки сахара-рафинада, кроме сахара-песка используют импортный тростниковый сахар-сырец.

ОСНОВНЫЕ ВИДЫ САХАРА-РАФИНАДА

Сырьем для производства сахара-рафинада являются сахар-песок и тростниковый сахар-сырец, которые содержат некоторое количество редуцирующих и красящих веществ, зольных и других элементов, поэтому им присущи цвет, запах и характерный привкус.

Цель рафинирования сахара-песка или тростникового сахара-сырца заключается в том, чтобы в результате последовательного выполнения технологических операций максимально удалить примеси и получить практически чистую сахарозу. По действующему ГОСТ 22 «Сахар-рафинад. Технические условия» содержание примесей в сахаре-рафинаде допускается не более 0,1 %. На сахарорафинадных заводах вырабатывают различные виды сахара-рафинада: прессованный колотый, прессованный колотый со свойствами литого, прессованный быстрорастворимый, прессованный в мелкой фасовке (дорожный), литой колотый, рафинированный сахар-песок, сахароза для шампанского, рафинадная пудра и др.

Прессованный сахар-рафинад выпускается в виде отдельных кусочков в форме кубика или параллелепипеда массой по 5,55 г или по 7,5 г (дорожный); литой колотый — в виде кусков неправильной формы массой от 5 до 60 г каждый.

Кристаллы рафинированного сахара-песка по размеру делят на мелкие — 0,2...0,8 мм, средние — 0,5...1,2, крупные — 1...2,5 мм. Сахарозу для шампанского вырабатывают с размером кристаллов 1...2,5 мм, без добавления ультрамарина или индигокармина. Рафинадную пудру получают с размером частиц не более 100 мкм.

По органолептическим показателям прессованный сахар-рафинад, рафинированный сахар-песок и рафинадная пудра должны соответствовать следующим требованиям: цвет белый, чистый, без пятен, допускается слегка голубоватый оттенок; вкус сладкий, без постороннего привкуса и запаха как в сухом сахаре, так и в его водном растворе; растворимость в воде полная, раствор должен быть прозрачным, без опалесценции.

Физико-химические свойства основных видов сахара-рафинада приведены в табл. 34. Рафинирование сахара основано на рациональном сочетании процессов адсорбционной очистки сахарных сиропов и перекристаллизации. Основной процесс рафинирования — отделение сахарозы от несахаров путем ее кристаллизации, но конечное содержание несахаров в сахаре-рафинаде зависит от их концентрации в исходном сиропе, поэтому кроме кристаллизации сахарозы проводят еще и физико-химическую (адсорбционную) очистку сиропов.

Кристаллизация по сравнению с адсорбцией — наиболее эффективное средство разделения сахарозы и несахаров, так как при этом они не кристаллизуются. В межкристальном растворе остаются почти все минеральные и органические примеси.

При очистке адсорбентами удаляется только часть несахаров, в которых присутствуют в основном красящие вещества, т. е. в результате очистки происходит обесцвечивание раствора. Поэтому действие адсорбентов на сироп в процессе рафинирования оценивают в основном по результатам обесцвечивания.

Таблица 34

Показатель	Сахар-рафинад					Сахар-песок рафинированный	Пудра рафинадная	Сахароза для шампанского
	прессованный				литой колотый			
	колотый	со свойствами литого	быстрорастворимый	в мелкой фасовке				
Содержание сахарозы, % к массе СВ, не менее	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9	99,9
редуцирующих веществ, % к массе СВ, не более	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,02
влаги, %, не более	0,2	0,25	0,2	0,3	0,4	0,1	0,2	0,1

Продолжение

Показатель	Сахар-рафинад					Сахар-песок рафинированный	Пудра рафинадная	Сахароза для шампанского
	прессованный				литой колотый			
	колотый	со свойствами литого	быстрорастворимый	в мелкой фасовке				
Крепость*, МПа, не менее	2,94	3,43	1,47	2,94	3,92	—	—	—
Полная растворимость кубика сахара-рафинада с ребром 1 см в воде при 20 °С, мин, не ранее	6	7	1	6	7	—	—	—
Содержание крошки (осколков сахара-рафинада массой менее 4,8 г каждый и пудры), %, не более	2,5	1,5	1,5	—	1	—	—	—
ферропримесей к массе СВ, %, не более	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	—	0,0003	—

* *Крепость* — временное сопротивление параллелепипеда сахара-рафинада раздробляющему действию пресса Бонвеча.

ПРИНЦИПИАЛЬНАЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ПОЛУЧЕНИЯ САХАРА-РАФИНАДА

На рис. 167 приведена принципиальная схема получения сахара-рафинада с двумя рафинадными и тремя продуктовыми кристаллизациями (продуктовые кристаллизации на рисунке не показаны).

По этой схеме сахар-песок, сахар I продукта и свой второй оттек растворяют в чистой горячей воде до СВ 63...67 %, освобождают его от механических примесей фильтрованием, обесцвечивают адсорбентом, еще раз фильтруют и уваривают в вакуум-аппаратах, получая утфель 1-й рафинадной кристаллизации (сокращенно утфель 1-го рафинада). Затем утфель центрифугируют в подвесных фильтрующих центрифугах, промывая кристаллы сахара-песка горячей водой. Второй оттек утфеля 1-го рафинада возвращается на приготовление сиропа 1-го рафинада, а из первого оттека 1-го рафинада, сахара II продукта и своего второго оттека готовят сироп 2-й рафинадной кристаллизации, который очища-



Рис. 167. Принципиальная технологическая схема получения рафинированного сахара-песка

ют, уваривают и центрифугируют по аналогии с 1-м рафинадом. Второй оттек 2-го рафинада возвращают на приготовление своего сиропа, а первый оттек направляют на уваривание утфеля I продуктовой кристаллизации (сокращенно I продукт).

Сахар-песок 1-го и 2-го рафинадов смешивают, сушат, охлаждают и фасуют в тканевые мешки массой по 50 кг или в бумажные пакеты массой по 1 кг.

Контрольные вопросы и задания

1. Каков ассортимент вырабатываемого сахара-рафинада? Дайте характеристику основных его видов. 2. По какому принципу строится технологическая схема сахарорафинадного производства? 3. Почему технологическую схему кристаллизации делят на две группы продуктов: рафинадную и продуктовую?

Глава 15

ПОЛУЧЕНИЕ И ОБЕСЦВЕЧИВАНИЕ РАФИНАДНЫХ СИРОПОВ

ПРИГОТОВЛЕНИЕ СИРОПОВ

Растворение (клерование) сахара-песка. Для измельчения комков сахар-песок проходит через дробилку с ребристыми валками, затем взвешивается на автоматических весах и просеивается через горизонтальное шестигранное сито с диаметром отверстия 16 × 16 мм, вращающееся с частотой 20...22 мин$^{-1}$ (рис. 168).

Просеянный сахар-песок загружают в бункера и расходуют его на приготовление сиропа 1-го рафинада, а комки сахара, не прошедшие через сито, растворяют в отдельном клеровочном аппарате и используют на приготовление сиропа 2-го рафинада. Для получения сиропа 1-го рафинада и клерса берут еще и отбор клерса (*отбор* — это первые порции обесцвеченного сиропа концентрацией не более 60 % СВ из адсорбера со свежим или отрегенерированным адсорбентом). Сироп 1-го рафинада готовят на воде, обессоленной ионитами, а сиропы других кристаллизаций — на промоях, растворяя сахар в непрерывнодействующих клеровочных аппаратах, расположенных под бункерами сахара-песка.

Клеровочный аппарат (рис. 169) представляет собой вертикальный цилиндр с пропеллерной мешалкой *2*, вращающейся с частотой 180 мин$^{-1}$. Для улучшения циркуляции продукта внутри аппарата установлен конический диффузор *3* с ребрами *4*. Смесь сахара и воды нагревают через барботер *1* паром и интенсивно перемешивают. Для того чтобы процесс был непрерывным, два клеровочных аппарата соединяют между собой переходной трубой. В первый аппарат подают сахар-песок, воду и

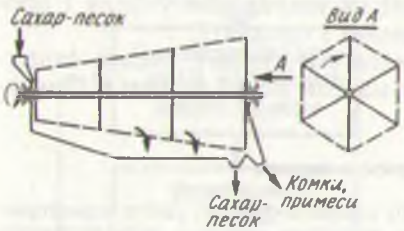


Рис. 168. Шестигранное сито для отделения комков сахара

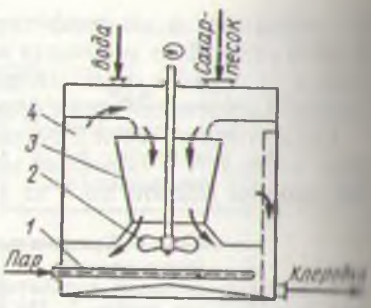


Рис. 169. Схема клеровочного аппарата

пар. Образовавшийся сироп с частью нерастворившихся кристаллов переходит через ситчатую перегородку во второй аппарат и там автоматически подогревается до температуры 85...87 °С и доводится до концентрации сухих веществ 63...67 % и pH 7,5...8,0.

Цикл приготовления рафинадных сиропов составляет 15 мин. Продуктовые сиропы готовят в течение 10 мин, так как в них поступает меньше кристаллического сахара. Оптимальное значение pH всех сиропов устанавливают, добавляя кальцинированную соду и тринатрийфосфат. Через 1...2 сут клеровочные аппараты поочередно выключают и очищают от осевших примесей.

Фильтрование сиропов. Приготовленный сироп содержит значительное количество взвешенных примесей. Поэтому после клеровочных аппаратов, в которых готовят сиропы рафинадных кристаллизаций, устанавливают по две закрытые цилиндрические ловушки, соединенные последовательно, в каждую вставляют по два сита с отверстиями диаметром 3 мм (внутреннее сито) и 2 мм (наружное сито). А для сиропов продуктовых кристаллизаций используют ловушки, оснащенные одним ситом с отверстиями диаметром 3...5 мм. После ситчатых ловушек сиропы фильтруют через пористую перегородку, которая образуется с помощью минерального наполнителя (кварцевый гравий и фильтровальный порошок — фильтроперлит). Минеральные наполнители химически инертны, не растворяются в горячей воде и сахарных сиропах.

Гравий готовят из твердых горных пород (гранитная или мраморная крошка). Отсеянная из раздробленной породы фракция гравия размером 3...5 мм имеет шероховатую поверхность и хорошо задерживает взвеси. Фильтроперлит — это порошок, который получают при размалывании термически обработанной стекловидной горной породы вулканического происхождения, назы-

емой *перлитом*. Природный перлит добывают в Армении (Араратское месторождение). При нагревании до температуры 960...1100 °С в результате выделения водяных паров и газов он вспучивается и первоначальный его объем увеличивается примерно в 20 раз. Полученную массу перлита измельчают, разделяют по фракциям и фасуют в мешки. Цвет фильтроперлита почти белый, пористость 80...85 %, плотность 0,15...0,3 т/м^3.

Гравий используют в закрытых гравиевых фильтрах для удаления грубых примесей. Такой фильтр (рис. 170) представляет собой цилиндрический сосуд *2* с ситчатой решеткой *4* внизу. На решетку укладывают слой гравия высотой 500...600 мм. Сироп подают в фильтр из напорного сборника, расположенного на высоте не менее 5 м от уровня сиропа в фильтре, пропускают через слой гравия и отводят снизу. Когда скорость фильтрования вследствие загрязнения гравия примесями снизится, подачу сиропа прекращают и остатки его смывают сверху вниз горячей водой. После этого гравий промывают от загрязнений, подавая горячую воду снизу вверх, и пропаривают. Периодически гравий выгружают из фильтра через боковой люк *3*, перебирают, удаляя обкатанные гранулы, просеивают, добавляют свежие гранулы и снова загружают в фильтр через люк *1*. Запас гравия хранят в таре, избегая его поверхностного увлажнения, подмораживания и загрязнения.

Для удаления тонкодисперсных примесей и получения прозрачного сиропа применяют фильтровальную установку Ш1-ПФФ/1, состоящую из 3...4 патронных фильтров с фиксированным слоем осадка и пульсационной регенерацией. Такой патронный фильтр (рис. 171) представляет собой цилиндрический сосуд с крышкой и коническим днищем. Патронная решетка *8* закреплена на 200 мм ниже линии разъема крышки и корпуса, что дает возможность расположить патрубки отвода сока ниже этой линии и в процессе активного фильтрования открывать крышку для контроля качества фильтрата, выходящего из отдельных патронов.

Фильтр площадью поверхности 40 м^2 оснащен 109 патронами. На стальной перфорированный каркас патрона сначала надевают подкладочную сетку, затем фильтровальную рукавную лавсановую ткань и 2...3 слоя полиэтиленовой сетки для фиксации слоя вспомогательного фильтрующего материала. Фильтрующую перегородку (лавсановую ткань и сетки) закрепляют на патроне стопорными кольцами.

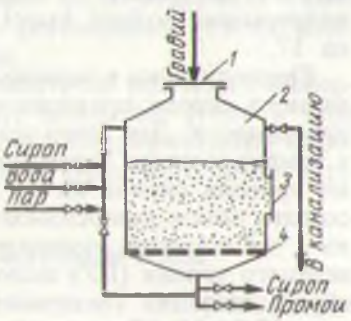


Рис. 170. Схема фильтрования сиропа в гравиевом фильтре

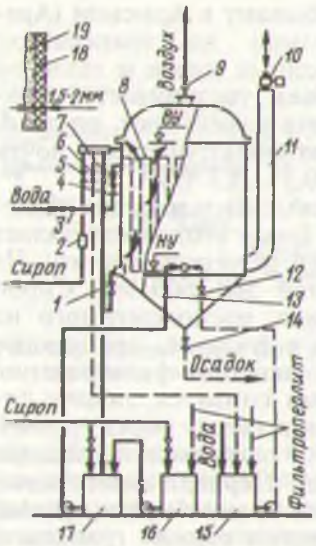


Рис. 171. Схема фильтрования сиропа в патронном фильтре ПШ1-ПФФ/1 с фиксированным слоем осадка и пульсационной регенерацией

Внутренняя полость фильтра условно разделена на камеру высокого давления (пространство между патронами) и камеру низкого давления (пространство над патронной решеткой и внутри патронов).

Фильтрование сиропа проводят в следующем порядке. Сначала на фильтрующую перегородку из сборника *15* при открытых клапанах *12* и *6* под давлением 0,6...0,8 МПа намывают слой фильтроперлита из расчета 0,4..0,5 кг на 1 м^2. Слой фильтроперлита *19*, зафиксированный 2...3 слоями полиэтиленовой сетки, называют *контрольным слоем*, а слой фильтроперлита *18*, расположенный сверху полиэтиленовых сеток, — *рабочим слоем*. После намывания фильтроперлита клапаны *12* и *6* закрывают и из сборника *17* подают нефильтрованный сироп при открытых клапанах *13* и *7*. Когда через клапан *7* начнет поступать прозрачный сироп, его закрывают и открывают клапан *5*, начинается активное фильтрование. Количество выводимого сиропа фиксируют расходомером *2*.

Для увеличения продолжительности активного фильтрования и повышения качества фильтрата применяют текущее (непрерывное) дозирование фильтроперлита в нефильтрованный сироп из расчета 12...15 кг на 100 м^3 сиропа. Для текущего дозирования в сборнике *16* смешивают сироп с фильтроперлитом и непрерывно подают смесь в сборник нефильтрованного сиропа 17.

Периодически в зависимости от степени мутности нефильтрованного сиропа проводят частичную регенерацию фильтрующей поверхности. Для этого закрывают клапан *5* на выходе сиропа и в камере низкого давления (над патронной решеткой) поднимают уровень сиропа на 0,2...0,4 м, т. е. на такую высоту, чтобы создать объем реверсивного потока сиропа в количестве 5...10 л на 1 м^2 площади поверхности фильтрования. Для достижения верхнего уровня (ВУ) заслонку *13* закрывают, открывают клапан сброса давления *4* и проводят реверсивный спуск сиропа в сборник *17*, снижая таким образом давление в межпатронном пространстве до атмосферного. Под действием перепада давлений в камерах низкого и высокого давлений с поверхности патронов

отслаивается незафиксированный рабочий слой фильтроперлита *18* вместе с накопившимся фильтрационным осадком. При этом промываются поровые каналы фильтровальной ткани и контрольного слоя фильтроперлита, что дает возможность после этого продолжить активное фильтрование. Рабочий слой фильтроперлита на поверхности патронов восстанавливается за счет фильтроперлита текущего дозирования.

При длительном фильтровании сиропа поры контрольного слоя фильтроперлита и фильтровальной ткани засоряются механическими примесями, закристаллизовываются солями кальция, скорость фильтрования падает, а давление внутри фильтра повышается до 0,3 МПа и более. Тогда фильтр отключают от системы автоматизации, переводят на режим дистанционного управления и проводят полную регенерацию фильтрующей перегородки. Для этого при открытых клапанах *1* и *9* спускают сироп из фильтра до нижнего уровня (НУ) в сборник *17*, затем через клапан *14* выгружают осадок из конической части фильтра, а при открытых клапанах *3* и *6* набирают горячую воду до верхнего уровня (ВУ) и проводят пульсационную регенерацию.

При такой регенерации в пульсационную камеру *11* через клапан *10* и ротационный пульсатор в течение 5...10 с подается сжатый воздух под давлением 0,08 или 0,15 МПа (в зависимости от степени засорения фильтровальной перегородки). Под действием сжатого воздуха вода через стенки патронов проникает в камеру низкого давления (пространство над патронной решеткой) и сжимает находящийся в ней воздух. После паузы 1...1,5 с, необходимой для выравнивания давления в камерах высокого и низкого давлений, ротационный пульсатор автоматически переключается на выхлоп воздуха в атмосферу через клапан *10*. Давление в нижней камере падает и под действием воздуха, сжатого в верхней камере, рабочий и контрольный слои осадка сбрасываются с поверхности патронов, а поры фильтровальной ткани промываются. Всего за полный цикл регенерации (15...20 мин) совершается 150...200 таких импульсов.

При переработке сахара-песка повышенной цветности в сборник *16* кроме фильтроперлита вводят активный уголь в виде порошка. Скорость активного фильтрования рафинадных сиропов составляет 0,2...0,3 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. Работа фильтрационной установки полностью автоматизирована.

ОБЕСЦВЕЧИВАНИЕ СИРОПОВ АКТИВНЫМ УГЛЕМ

Механизм адсорбции несахаров. Сиропы, содержащие не более 10 мг/л твердой фазы, при температуре 78...80 °С подвергают обесцвечиванию адсорбентами (активный уголь, иониты, карбонат кальция). При этом удаляют не только красящие веще-

ства, остатки мути, но и часть других органических и минеральных несахаров.

Адсорбция — это процесс поглощения растворенных несахаров (сорбтива) поверхностью твердого поглотителя (адсорбента). На поверхности адсорбента возникает неодинаковое притяжение пограничных молекул несахаров молекулами жидкости, с одной стороны, и молекулами твердой фазы — с другой, которое называется *поверхностным натяжением*. Величина неуравновешенности молекул на поверхности раздела фаз зависит от химической природы адсорбента и жидкости.

Если в жидкой фазе присутствуют растворенные поверхностно-активные вещества, т. е. вещества, уменьшающие поверхностное натяжение, к которым относится и большинство несахаров, то они будут концентрироваться на поверхности раздела фаз.

С увеличением удельной площади поверхности адсорбента, например при измельчении гранул активного угля, будет расти и его поглотительная способность. Одновременно с адсорбцией вещества на поверхности адсорбента протекает противоположный процесс — *десорбция* этого вещества. Когда скорости обоих процессов уравниваются, наступает фазовое равновесие, или *равновесное состояние системы*.

Так как в сахарорафинадном производстве основная задача — это выпуск продукции, очищенной от красящих веществ, то действие адсорбентов чаще всего оценивается по результатам изменения цветности (по обесцвечиванию) очищенных сахарных растворов.

Адсорбционный процесс характеризуется тремя стадиями: внешней и внутренней диффузией адсорбтива и непосредственно его адсорбцией. Стадия внешней диффузии заключается в том, что красящие вещества диффундируют от основной массы растворенного вещества к наружной поверхности адсорбента. В стадии внутренней диффузии красящие вещества диффундируют внутри пор адсорбента. В третьей стадии осуществляется адсорбция, при которой красящие вещества притягиваются к поверхности пор под влиянием межмолекулярного взаимодействия.

Стадии внешней и внутренней диффузии вещества — определяющие в скорости процесса адсорбции.

В результате чрезвычайно развитой пористости адсорбенты обладают большой активной (адсорбционной) поверхностью, которая например, в 1 г активного гранулированного угля может достигать 500...600 м^2, а в 1 г порошкового угля — до 1400 м^2. Поры обесцвечивающих активных углей делят на макропоры размером (нм): 100...2000, переходные, или мезо-поры, — 4...100, супермикропоры — 1,6...4 и микропоры — не более 1,6.

Из общего объема пор активного угля 20...40 % составляют микро- и супермикропоры. Так как многие растворенные несахара имеют размер не более 2 нм, то они легко поглощаются

микро- и супермикропорами. Адсорбционная активность макропор и переходных пор незначительна, так как они служат главным образом для подвода адсорбтива к микро- и супермикропорам адсорбента. В зависимости от преобладания вида пор различают мелко-, средне- и крупнопористые адсорбенты.

При адсорбции одновременно нескольких веществ, что характерно для сахарсодержащих растворов, между ними создается конкуренция за место на адсорбционной поверхности и происходит взаимное вытеснение. Этот процесс усиливается при насыщении адсорбента.

Красящие вещества сахарного производства представлены в основном солями слабых кислот и сильных оснований, поэтому в кислой среде они плохо растворяются и значительно легче поглощаются адсорбентами при низких значениях pH по сравнению с щелочными средами, где растворяемость их выше, а адсорбция хуже.

Активность адсорбента зависит от размера молекул адсорбтива, если размер его пор лимитирует внутреннюю диффузию молекул.

С повышением температуры вследствие теплового движения молекул адсорбция уменьшается, поэтому адсорбционное равновесие системы необходимо рассматривать при постоянной температуре.

Графическую зависимость адсорбции от равновесной концентрации адсорбтива при постоянной температуре называют *изотермой адсорбции*. Эта важнейшая характеристика процесса адсорбции описывается уравнением Фрейндлиха

$$A = \beta C^{1/\mu}, \qquad (94)$$

где A — масса вещества, адсорбированного единицей массы адсорбента; β и $1/\mu$ — константы адсорбции, характерные для данного процесса, их значения находят по экспериментальным данным; C — равновесная концентрация вещества, установившаяся после адсорбции.

На рис. 172 приведено графическое изображение изотермы адсорбции красящих веществ из сахарсодержащего раствора. На оси абсцисс отложена равновесная концентрация вещества C, на оси ординат — значение A.

Если прологарифмировать уравнение (94), то получим уравнение

$$\lg A = \lg \beta + (1/\mu)\lg C. \qquad (95)$$

По значениям A и C, установлен-

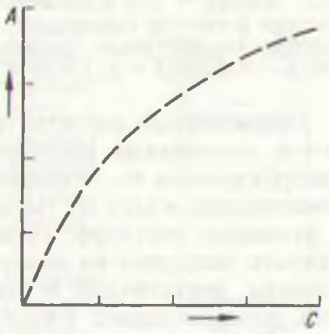


Рис. 172. Изотерма адсорбции красящих веществ

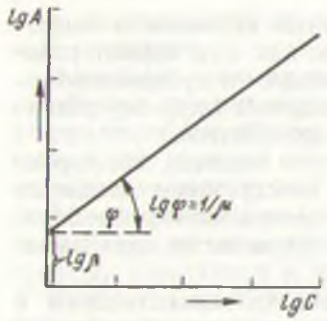


Рис. 173. Изотерма адсорбции красящих веществ в логарифмических координатах

ным экспериментально в процессе обесцвечивания сиропа активным углем, строят график (рис. 173) и определяют значения β и 1/μ. На ординате прямой отсекается отрезок lg β, а тангенс угла наклона прямой к абсциссе дает величину 1/μ.

При небольших концентрациях масса адсорбированного вещества пропорциональна его концентрации в растворе, что выражается начальной частью изотермы адсорбции. А в концентрированных растворах, когда поверхностный слой адсорбента насыщается адсорбированным веществом (конец изотермы адсорбции), наступает предел адсорбции и дальнейшее увеличение его концентрации в поверхностном слое становится невозможным. Поэтому начало и конец изотермы адсорбции близки к прямой линии и здесь уравнение (94) не всегда применимо. При средних концентрациях вещества в растворе изотерма адсорбции подчиняется уравнению (94) более точно.

Подтверждение таких выводов о концентрации адсорбирующего вещества в растворе можно получить, проанализировав уравнение изотермы адсорбции на следующем примере.

Пример. В сиропе чистотой 99,2 % на 992 части сахарозы приходится 8 частей несахаров. Значение константы β для сахарозы и несахаров примем равным единице, а значение 1/μ для сахарозы — 0,35 и для несахаров — 0,4.

Подставляя в уравнение (94) числовые значения, получим количество адсорбированной сахарозы $A = 1 \cdot 992^{0,35} = 11,2$ и несахаров $A = 1 \cdot 8^{0,4} = 2,3$.

Следовательно, адсорбировано (% к исходному содержанию): сахарозы 11,2 · 100/992 = 1,13 и несахаров 2,3 · 100/8 = 28,7, т. е. в 25 раз больше. В растворе останется: сахарозы 992 − 11,2 = 980,8 и несахаров 8 − 2,3 = 5,7 части. Чистота сиропа после адсорбционной очистки повысилась с 99,2 % до (980,8 · 100)/(980,8 + 5,7) = 99,42 %.

Приведенные расчеты подтверждают положение о том, что из смеси нескольких растворенных компонентов менее энергично адсорбируются те, концентрация которых выше. Поэтому и относительная масса их на адсорбционной поверхности ниже, чем в исходном растворе. Таким образом, концентрация адсорбированного вещества на поверхности адсорбента повышается до величины, достаточной в данных условиях процесса для достижения динамического (подвижного) равновесия, при котором из адсорбированного слоя адсорбированные молекулы или ионы вновь возвращаются в раствор, а на их место поглощается такое же количество новых.

Адсорбент, который использовали для обесцвечивания сиропа с небольшим содержанием несахаров, может поглотить еще некоторое количество адсорбтива, если обработать им сироп с большей концентрацией несахаров. Это свойство используют на практике, обрабатывая одной дозой адсорбента последовательно сиропы с меньшей, а затем с большей цветностью.

Обесцвечивание сиропов активным гранулированным углем. Для адсорбционной очистки сиропов на отечественных сахарорафинадных заводах применяют активный гранулированный уголь АГС-4М и порошковые угли типа карборафин.

Уголь марки АГС-4М представляет собой цилиндрические гранулы темно-серого цвета диаметром 2...3,5 мм и длиной 3...8 мм. Уголь получают активизацией карбонизированных (полученных сухой перегонкой) гранул, приготовленных на основе каменного угля с добавлением древесного угля-сырца или полукокса, а также металлургического магнезитового порошка. По действующим техническим условиям обесцвечивающая способность АГС-4М по рафинадной патоке должна быть не менее 70 %, а pH водной вытяжки угля — не ниже 8,5.

В настоящее время серийно выпускают новый более емкий гранулированный активный уголь АГС-4У.

На практике применяют два способа обесцвечивания: периодический, когда уголь находится в стационарном слое, а движется только сироп, и непрерывный, основанный на принципе противотока адсорбента и сиропа.

Периодический способ обесцвечивания. Установка для обесцвечивания сиропа периодическим способом состоит из двух групп адсорберов: в первой группе обесцвечивают клерс, сиропы 1-й и 2-й рафинадных кристаллизаций; во второй — сиропы 3-й рафинадной, I и II продуктовых кристаллизаций.

Адсорбер периодического действия (рис. 174) представляет собой цилиндрический сосуд *2* диаметром 0,8...1,2 м и высотой 8...10 м. В нижней части сосуда закреплена съемная решетка *1*. Адсорбер заполняют в следующей последовательности: сначала на решетку укладывают плетенный из лозы круг или частое металлическое сито, а на него салфетку из грубого полотна, размеры которой должны превышать сечение адсорбера. Затем на салфетку через нижний люк насыпают 30...40 кг свежего угля и края салфетки заворачивают сверху слоя угля.

Нижний люк плотно закрывают, в адсорбер заливают горячую воду слоем 2...2,5 м и через верхний люк в нее загружают уголь до горло-

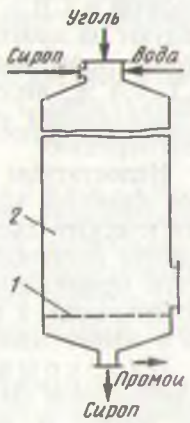


Рис. 174. Схема адсорбера периодического действия

вины. После загрузки люк закрывают, адсорбер заполняют горячей водой температурой 90...95 °С и промывают ею уголь до тех пор, пока на выходе не появится прозрачная вода. Затем воду вытесняют паром, адсорбер заполняют сиропом при открытом воздушном вентиле и после закрытия воздушного вентиля начинают непрерывную подачу сиропа сверху вниз.

Обесцвечивание рафинадных сиропов проводят при 80 °С, продуктовых сиропов — при 75 °С со скоростью пропускания через уголь 8...10 л/мин на 1 т угля. Цикл активной работы адсорберов в рафинадной группе 140...240 ч, продуктовой — 48...72 ч.

Обесцвеченный сироп, выходящий от адсорбера, содержит мелкие частицы угля, поэтому его пропускают через контрольный войлочный фильтр, который представляет собой вертикальный сосуд, разделенный на две камеры горизонтальной фильтрующей перегородкой из войлока толщиной около 15 мм. Для прочности войлок обшит редким холстом.

Выход прозрачного сиропа из контрольного фильтра указывает на то, что процесс обесцвечивания и фильтрования стабилизировался. Первые порции прозрачного сиропа (СВ не более 60 %), разбавленного водой, оставшейся в слое адсорбента, возвращают в сборники сиропа. Этот сироп называют *отбором*.

Действие адсорбента, характеризуемое эффективностью обесцвечивания сиропа *Эф*, оценивают по отношению разности цветности исходного сиропа $Цв_1$ и сиропа, выходящего из адсорбера $Цв_2$ к исходной цветности сиропа (%)

$$Эф = 100(Цв_1 - Цв_2)/Цв_1. \qquad (96)$$

Если в процессе обесцвечивания значение *Эф* сиропа начнет резко снижаться, подачу сиропа в адсорбер прекращают, остатки вытесняют горячей водой и уголь промывают водой. Густой промой с СВ > 50 % возвращают в сироп, а разбавленный расходуют на приготовление клеровок. В адсорберах первой группы уголь промывают до содержания сухих веществ в промое 0,3...0,4 %, второй группы — до 0,6...0,8 %. После промывания отработавший уголь выгружают и направляют на термическую регенерацию.

Недостатком периодического способа обесцвечивания сиропов является то, что неподвижный слой адсорбента под гидростатическим давлением уплотняется, гранулы на многих участках плотно соприкасаются между собой. В результате этого снижаются проницаемость слоя и активная адсорбционная площадь поверхности, а следовательно, пропускная способность адсорбера и эффективность обесцвечивания сиропов.

Непрерывный способ обесцвечивания. Адсорбционная способность активного угля проявляется значительно лучше и производительность установки возрастает, если

сироп обесцвечивать непрерывно в противотоке угля и сиропа. В этом случае все гранулы адсорбента, находясь во взвешенном состоянии, полностью омываются потоком обесцвечиваемого сиропа.

Схема адсорбционной установки приведена на рис. 175. По этому способу сироп поступает через распределительную систему в нижнюю часть противоточного адсорбера *2* и, поднимаясь вверх, контактирует с углем, опускающимся сверху вниз. Восходящий поток обесцвеченного сиропа выводится через верхнюю расширенную часть адсорбера на контрольное фильтрование.

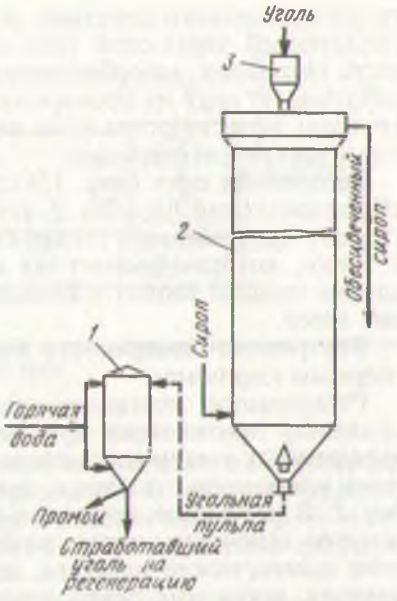


Рис. 175. Схема непрерывной противоточной адсорбционной установки

Периодически, через 8...12 ч, часть отработавшего угля отбирают из адсорбера снизу в промывочную камеру *1*, а взамен из бункера-дозатора *3* загружают свежий или отрегенерированный уголь. В промывочной камере уголь промывают горячей водой температурой 95...96 °С и выводят на регенерацию. Периодичность вывода отработавшего угля на регенерацию зависит от цветности исходного сиропа и эффективности обесцвечивания. По мере безвозвратных потерь угля (истирания гранул и вымывания мелких частиц) в адсорбер добавляют свежий уголь. Полностью уголь в аппарате обновляют за 10...15 сут работы.

Подготовку адсорберов к работе производят так же, как и при периодическом способе обесцвечивания сиропов. Скорость пропускания сиропа через уголь контролируют с помощью расходомеров.

Термическая регенерация активного гранулированного угля. Уголь в результате термической обработки почти полностью восстанавливает свои адсорбционные свойства. Процесс регенерации состоит из последовательного промывания угля водой и прокаливания его без доступа воздуха. Регенерацию угля первой и второй групп адсорберов проводят раздельно.

Для проведения регенерации отработавший промытый уголь направляют в пропарник, аналогичный по конструкции адсорбе-

ру периодического действия, и промывают кипящей водой, циркулирующей через слой угля по замкнутому контуру. При этом часть несахаров, адсорбированных углем, вымывается водой. Отработавшую воду из пропарника спускают в канализацию, остатки воды вытесняют из угля паром и направляют его в печь на термическую регенерацию.

Барабанная печь (рис. 176) представляет собой вращающийся цилиндрический барабан *2*, установленный с наклоном 1...1,5° в сторону неподвижной топки. Одним концом барабан примыкает к топке, которая состоит из камер сгорания *4* и смешения *3*, другим концом входит в неподвижную камеру для вывода дымовых газов.

Внутренняя поверхность барабана и топки выложена огнеупорным кирпичом.

Регенерацию активного гранулированного угля проводят по принципу противотока при непосредственном контакте угля и раскаленных топочных газов температурой 650...850 °С. Влажный уголь равномерно подается дозатором *1* во вращающийся барабан *2*. В результате вращения барабана уголь перемещается навстречу топочным газам, разбавленным водяным паром. При этом органические несахара, адсорбированные активным углем, сгорают, поры угля освобождаются и восстанавливается адсорбционная активность. Углерод, образовавшийся при сгорании несахаров, также является активным адсорбентом.

Прокаленный уголь выгружают на вибротранспортер *5*, охлаждают водой и просеивают для отделения пыли. Потери угля при регенерации и просеивании составляют не более 7 % к его массе.

Обесцвечивание сиропов порошковым активным углем. Для адсорбционной очистки сиропов, кроме гранулированных, применяют и порошковые активные угли: КАД, МД, Глюконат-4, щелочной А, карборафин и др. Порошковые угли с размером частиц 10...30 мкм обладают в 5...10 раз бо́льшей удельной адсорбционной поверхностью, чем гранулированные. После использования порошковые угли не регенерируют, а выводят в отходы, так как осуществить их регенерацию очень трудно. В сухом виде эти угли легко поднимаются потоком воздуха, что приводит к загрязнению производственных помещений. Поэтому их применяют в виде 20%-ной водной суспензии, которую готовят в отдельном помещении.

Для обесцвечивания сиропов порошковый уголь используют в смеси с сиропом, которую получают смешиванием в мешалке-смесителе либо в слое. В этом случае обесцвечиваемый сироп пропускают через слой активного угля.

При использовании активного угля в смеси сироп подают в мешалку-смеситель, куда через мерник добавляют заданное количество суспензии порошкового угля, смесь в течение

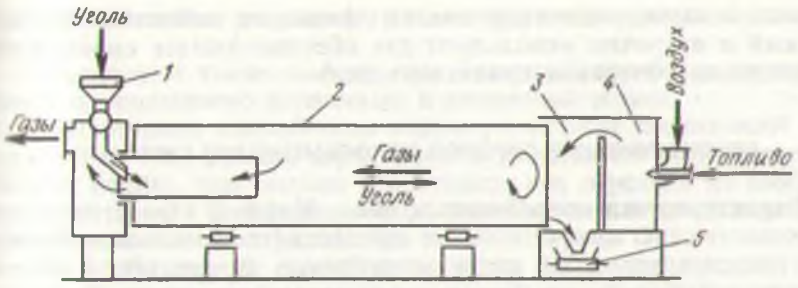


Рис. 176. Схема барабанной печи для сушки и прокаливания активного гранулированного угля

10...15 мин перемешивают и насосом направляют на фильтрование. Первые мутные порции возвращают в сборник нефильтрованного сиропа. При затруднениях с отделением остатков угля в нефильтрованный сироп добавляют еще и суспензию фильтроперлита.

Эффективность обесцвечивания сиропа порошковым активным углем достигает 60...70 % при расходе 2...2,5 кг на 1 т сахара-рафинада.

На сахарорафинадном заводе, работающем по самостоятельной технологической схеме, отработавший уголь из фильтров выгружают в отдельную мешалку, разбавляют горячей водой до 15 % СВ и при температуре 85...90 °С перемешивают в течение 20...30 мин. Затем суспензию фильтруют и осадок промывают водой до содержания в нем сахарозы не более 0,4 %. Промои используют на приготовление сиропов, а отмытый осадок угля выводят в отходы.

В сахарорафинадном отделении свеклосахарного завода отработавший порошковый уголь от сахара не отмывают, а в виде водной суспензии добавляют к нефильтрованному соку II сатурации.

При фильтровании смеси сиропа с углем нельзя ускорять процесс, повышая давление, так как это может привести к прорыву частиц через фильтрующий слой и ухудшению качества сиропа.

При использовании активного угля в слое суспензию подают в подготовленные к работе фильтры для намывания на фильтрующую перегородку слоя толщиной несколько миллиметров, через этот слой под постоянным давлением пропускают сироп со скоростью 2...2,5 л/(м^2·мин).

Свежий уголь используют для обесцвечивания сиропа на первых ступенях кристаллизации. Когда эффективность обесцвечи-

вания снизится, уголь выгружают из фильтров, добавляют к нему свежий и вторично используют для обесцвечивания сиропов на последующих ступенях кристаллизации.

ОБЕСЦВЕЧИВАНИЕ СИРОПОВ ИОНООБМЕННЫМИ СМОЛАМИ

Характеристика ионообменных смол. Ионный обмен является разновидностью адсорбционного процесса (полярная адсорбция). Он представляет собой стехиометрическое замещение: в обмен на каждый эквивалент одного иона, поглощенного из раствора, ионообменная смола отдает в раствор один эквивалент другого иона с зарядом того же знака. В отличие от ионного обмена при физической адсорбции, например при использовании активного угля, адсорбент поглощает растворенное вещество (электролит или не электролит), ничего не отдавая взамен. Ионный обмен осуществляется с помощью природных или синтетических нерастворимых материалов, которые называются *иони́тами* или *ионообме́нными смо́лами*. Природные иониты (цеолиты, целлюлоза, крахмал, сульфоугли) не имеют широкого распространения в промышленности, тогда как синтетические иониты применяются в пищевой промышленности для очистки сахарных сиропов, молочной и лимонной кислот, спиртовых растворов и обессоливания воды.

Синтетические ионообменные смолы можно рассматривать как адсорбенты, в которых к матрице органического полимера привиты ионообменивающие (ионогенные) группы. Трехмерная пространственная структура ионитов обусловливает их устойчивость к химическим, термическим и механическим воздействиям. Зерно ионита — это одна гигантская молекула; чтобы ее растворить, необходимо разорвать —С—С-связи. Одни иониты имеют кислотный характер (поверхность их заряжена отрицательно), поэтому они обменно сорбируют из раствора только катионы с заменой любого из них на ион водорода или другой ион. Такие иониты называются *катионитами*. Другие иониты, имеющие основный характер (поверхность их заряжена положительно) и обменно адсорбирующие из раствора анионы, называют *анионитами*.

В зависимости от химического состава и степени диссоциации иониты делятся на 4 группы:

сильнокислотные катиониты, которые характеризуются легкостью вытеснения из них водорода другими ионами;

слабокислотные катиониты, отличающиеся незначительной обменной способностью при низких pH;

сильноосно́вные аниониты, хорошо диссоциирующие в кислой, нейтральной и щелочной средах;

слабоосновные аниониты, диссоциирующие только в кислой среде.

Существуют также амфотерные иониты, способные осуществлять одновременно катионный и анионный обмен.

Сорбционная способность ионов различных соединений неодинакова: чем больше заряд иона и меньше его гидродинамический радиус, тем больше вероятность его перехода из свободного раствора и диффузного слоя в сорбционный слой и вытеснения одноименно заряженного иона.

По сорбционной способности ионы образуют тот же ряд, который характерен для коагулирующей способности, а именно для катионов:

$$Al^{3+} > Ba^{2+} > Ca^{2+} > Mg^{2+} > K^{+} > Na^{+} > Li^{+}.$$

Зерна ионита, помещенные в воду, набухают и увеличиваются в объеме, что способствует временному образованию проводящих каналов, заменяющих поры. Пор в ионитах, являющихся гетерополярными системами, как таковых нет. Степень набухания ионита зависит от числа ионогенных групп и поперечных связей в пространственной сетке (матрице), а это определяет подвижность ионов, скорость обмена, электропроводность и другие кинетические процессы.

Скорость обмена определяется скоростью диффузии подвижных ионов. На ионный обмен влияют два вида диффузии: пленочная (диффузия через пленку жидкости, обволакивающую зерно смолы) и гелевая (диффузия в фазе смолы). С увеличением числа поперечных связей (степень сшивки полимера) скорость диффузии уменьшается. На скорость диффузии большое влияние оказывают также валентность и атомная масса ионов, емкость ионита, ионный состав системы, pH и температура среды, концентрация обменивающихся ионов и ряд других факторов.

Матрица ионита функционирует как сито, отсеивающее крупные ионы от малых. Крупные ионы (≥3 нм) не могут проникнуть внутрь зерна ионита из-за малого размера проводящих каналов и адсорбируются только на поверхности. Поэтому поглощение ионов средних размеров часто бывает меньше общей обменной емкости ионитов. Например, в процессе сорбции анионов красящих веществ слабоосно́вным анионитом поглощаются все анионы диаметром до 2 нм и около 70 % ионов размером 2...3 нм.

В процессе сорбции степень набухания ионита может уменьшаться и тогда часть ионов прочно защемляется в матрице, делая их поглощение необратимым.

При набухании ионита в воде его ионогенные группы подвергаются ионизации, но в отличие от растворимых электролитов это не вызывает изменения pH раствора. Объясняется это тем, что хотя противоионы (подвижные ионы) ионогенных групп и

перемещаются в фазе сорбента (в результате теплового движения), но в соответствии с законом электронейтральности системы не выходят из сферы влияния силового поля фиксированных ионов и не диффундируют в раствор.

Типичные реакции ионного обмена протекают при контакте сильнокислотных и сильноосновных ионитов с растворами сильных электролитов, как это показано ниже.

Реакция обмена катионов, где Кат — катионит, имеет вид

$$\boxed{\text{Кат} \cdot \text{H}_2}^{+} + \text{Ca}^{2+}\Big|\text{SO}_4^{2-} = \boxed{\text{Кат} \cdot \text{Ca}}^{+} + \text{H}_2\text{SO}_4.$$

Реакции обмена анионов, где Ан — анионит, имеет вид

$$\boxed{\text{Ан} \cdot \text{Cl}_2}^{-} + \text{Ca}^{2+}\Big|\text{SO}_4^{2-} = \boxed{\text{Ан} \cdot \text{SO}_4}^{-} + \text{CaCl}_2;$$

$$\boxed{\text{Ан} \cdot (\text{OH})_2}^{-} + \text{Ca}^{2+}\Big|\text{SO}_4^{2-} = \boxed{\text{Ан} \cdot \text{SO}_4}^{-} + \text{Ca(OH)}_2.$$

Наряду с этими реакциями могут происходить сорбционные процессы, осложненные малой степенью диссоциации функциональных групп сорбируемого вещества или ионита, а также наличием в сорбтиве диполярных ионов, несущих одновременно положительный и отрицательный заряды. К веществам, образующим диполярные ионы в растворе, относятся аминокислоты, пептиды, белки и некоторые другие соединения. Вещества, не диссоциирующие в растворах, адсорбируются на ионитах так же, как и на активном угле, по законам молекулярной адсорбции. Изотерма адсорбции в этих случаях описывается уравнением Фрейндлиха.

Отработавшие катиониты восстанавливают (регенерируют) слабым раствором HCl и H_2SO_4

$$\boxed{\text{Кат} \cdot \text{Ca}}^{+} + 2(\text{H}^{+}\Big|\text{Cl}^{-}) = \boxed{\text{Кат} \cdot \text{H}_2}^{+} + \text{CaCl}_2.$$

Для восстановления анионитов применяют слабые растворы NaOH, NaCl и др.

$$\boxed{\text{Ан} \cdot \text{SO}_4}^{-} + 2\,(\text{Na}^{+}\Big|\text{OH}^{-}) = \boxed{\text{Ан} \cdot (\text{OH})_2}^{-} + \text{Na}_2\text{SO}_4;$$

$$\boxed{\text{Ан} \cdot \text{SO}_4}^{-} + 2(\text{Na}^{+}\Big|\text{Cl}^{-}) = \boxed{\text{Ан} \cdot \text{Cl}_2}^{-} + \text{Na}_2\text{SO}_4.$$

В сахарной промышленности ионообменные смолы применяют для обесцвечивания сиропов и удаления других несахаров перед кристаллизацией сахарозы. При этом ионный обмен проводят в динамических условиях, пропуская сироп через реактор, заполненный ионообменной смолой, подготовленной к работе.

Основные показатели пригодности анионитов для очистки сахаросодержащих растворов: обесцвечивающая способность, обменная емкость, степень набухания, способность к старению, нерастворимость в воде и органических растворителях, термическая и механическая прочность, простота регенерации.

Обесцвечивающая способность ионитов. Эффект поглощения красящих веществ из раствора, выраженный в процентах, повышается с увеличением степени набухания смолы, когда проводящие каналы в ее зернах расширяются и становятся доступными для проникновения крупных ионов и молекул. Но возникающие при набухании зерен внутренние напряжения могут их разрушить, поэтому степень набухания, например, анионита АВ-17-2П не должна превышать 8 $см^3/г$. Иониты с малой набухаемостью (ниже 2,5 $см^3/г$) для обесцвечивания сахарных сиропов непригодны.

Обменная емкость ионитов. Способность ионитов поглощать определенное количество ионов выражается числом эквивалентов поглощаемого вещества единицей массы ионита в кг или объема в $м^3$. Для синтетических ионитов она в среднем составляет 4...8 мг·экв/г.

Различают статическую, динамическую и полную обменную емкость ионита. Статическая обменная емкость характеризуется массой ионов, поглощенных ионитом в условиях равновесия, и выражается в эквивалентах на 1 г (1 кг) сухого сорбента. Динамическую (рабочую) обменную емкость определяют, пропуская раствор определенной концентрации с постоянной скоростью через колонку с ионитом. Эта величина характеризуется массой ионов, поглощенных ионитом до момента появления их в фильтрате, и выражается в эквивалентах на 1 $дм^3$ (1 $м^3$) набухшей смолы. Полную (общую) обменную емкость определяют нейтрализацией: катионита — раствором NaOH или KOH, анионита — раствором HCl или H_2SO_4 в статических и динамических условиях и выражают в эквивалентах на 1 г сухого или на 1 $дм^3$ набухшего ионита.

При эксплуатации смолы в результате воздействия температуры, механического трения, изменения набухаемости в процессе регенерации и других факторов часть гранул растрескивается, истирается, теряет реакционные центры, в результате чего происходит снижение обменной емкости и эффективности обесцвечивания. Это видно из результатов испытания анионита АВ-17-2П при обесцвечивании сахарных сиропов I продуктовой кристаллизации:

Число рабочих циклов	8	80	160	200
Эффективность обесцвечивания сиропа, %	86	79	63	54

Иониты чувствительны к низким температурам, поэтому хранить и перевозить их при температурах ниже 5 °С не следует.

Интенсивность обесцвечивания сахарсодержащих растворов зависит не только от химической природы адсорбента, но и от удельной нагрузки на него, концентрации и качественного состава красящих веществ в исходном сиропе, линейной скорости пропускания сиропа через слой смолы, содержания сухих веществ, температуры, pH равновесного раствора, давления в реакторе. Оптимальные значения этих показателей находят экспериментально. Например, оптимальная удельная нагрузка рафинадного сиропа на ионит АВ-17-2П составляет примерно 2 $м^3$/ч на 1 $м^3$ смолы. Нагрузка сиропа ниже оптимальной приводит к уменьшению производительности обесцвечивающей установки, а увеличение — снижает эффект обесцвечивания.

В расчетах промышленных ионообменных установок для сахарной промышленности за основу принимают массу красящих веществ, адсорбируемых 1 $м^3$ смолы, а на практике (при составлении циклограммы работы реакторов и др.) используют другую, легко определяемую величину, показывающую, сколько объемов сиропа можно обработать одним объемом анионита для достижения заданной цветности.

Сорбция красящих веществ сильно зависит от pH, что хорошо видно из результатов опытов (рис. 177), выполненных в статических условиях с обесцвечивающим анионитом в ОН-форме. Цифрами на кривой обозначены значения pH равновесных растворов: при увеличении pH раствора от 1,6 до 10,6 сорбция красящих веществ растет, а при бóльших значениях падает.

По-видимому, в средах до pH 10,6 это изменение обусловлено повышением степени диссоциации красящих веществ, а выше pH 10,6 преобладает индикаторное действие щелочной среды на красящие вещества, в результате чего увеличивается интенсивность цвета и усиливается полимеризация молекул.

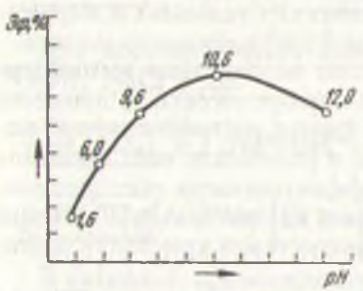


Рис. 177. Зависимость количества сорбированных на анионите красящих веществ от pH равновесных растворов

Наряду с полярной сорбцией существует и неполярная (молекулярная) сорбция красящих веществ анионитами. При использовании высокоосно́вных анионитов доля полярно сорбируемых красящих веществ больше, чем на низкоосно́вных анионитах.

В настоящее время на ряде сахарорафинадных заводов (Краснопресненский, Приморский, Гульский) для обесцвечивания сиропов используют анионит АВ-17-2П. Это сильноосно́вный пористый

слабосшитый обесцвечивающий анионит, полученный на основе сополимеров стирола и обладающий высокой обесцвечивающей способностью, химической стойкостью и осмотической стабильностью. От других ионитов он отличается невысоким расходом реагентов на регенерацию и воды на отмывание.

Анионит, вырабатываемый Черкасским ПО «Азот» (Украина), имеет следующую характеристику: плотность 1,12 г/см^3; размер гранул 0,4...1,6 мм; полная обменная емкость (по 0,1 н. раствору HCl) 3,5 мг·экв/г; удельный объем набухшего ионита в ОН-форме 5...8 мл/г; обесцвечивающая способность в статических условиях не менее 80 %; насыпная масса 0,8...0,9 т/м^3.

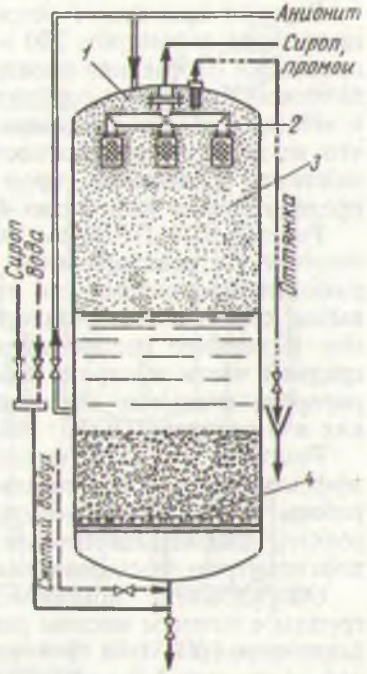


Рис. 178. Схема реактора с верхней дренажной системой

Обесцвечивание сиропов осуществляют циклически в ионообменных реакторах. Процесс состоит из следующих операций: подготовка товарного анионита к работе, загрузка реактора гравием и анионитом; обесцвечивание сиропа; обессахаривание (промывание водой) анионита и гравия; взрыхление и перегрузка анионита в регенератор; регенерация и отмывание анионита от регенерирующего раствора, механических примесей и разрушенных гранул и загрузка анионита обратно в реактор.

Технология обесцвечивания сиропов. Эту операцию проводят в ионообменной установке, состоящей из нескольких реакторов и вспомогательного оборудования. Реакторы изготовляют с верхней дренажной системой (ПОР) или с двойным слоем сорбента (ШП-ПРИ).

Реактор с верхней дренажной системой (рис. 178) представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд *1*, снабженный нижним *4* распределительным и верхним *2* дренажным устройствами. Нижнее устройство состоит из стальных перфорированных колпачков, закрепленных на трубной решетке и засыпанных слоем гравия высотой 350...400 мм. Диаметр отверстий в колпачках 2 мм, количество колпачков на 1 м^2 составляет 70 шт. Сверху на гравий насыпают слой анионита *3* высотой 1,5...1,7 м.

Верхнее дренажное устройство состоит из перфорированных цилиндров диаметром 200 и высотой 300 мм, на которые намотана проволока. Последняя образует щели шириной 0,1 мм. Для гидравлической перегрузки сорбента из реактора в регенератор и обратно в них вварены по 2 штуцера диаметром по 200 мм. С учетом того, что из-за меньшей плотности по сравнению с сиропом гранулы анионита всплывают, сироп подают в реактор через нижнее распределительное устройство *4*, а отбирают через верхнее *2*.

Реактор Ш1-ПРИ (см. рис. 179) с двойным слоем сорбента в отличие от реактора типа ПОР почти полностью загружается анионитом, поэтому его пропускная способность значительно выше, сироп в этот реактор поступает одновременно через нижнее и верхнее распределительные устройства, а выводится из средней части аппарата через узел вывода сиропа. Конструкции распределительных элементов и узла вывода сиропа такая же, как и в реакторе ПОР.

Реакторы с двойным слоем анионита обеспечивают высокую эффективность обесцвечивания сиропа, но для стабилизации их работы в сироп необходимо добавлять фильтроперлит. Каждый реактор снабжен смотровыми окнами, манометром, термометром, плотномером, расходомером, pH-метром и воздушным вентилем.

Оборудование ионообменной установки разделено на две группы с четным числом реакторов. В первой группе обесцвечивают сиропы 1-й и 2-й рафинадных кристаллизаций, во второй — сиропы 3-й рафинадной и I продуктовой кристаллизаций. Сиропы II и III продуктов не обесцвечивают.

Схема обесцвечивания сиропов анионитом АВ-17-2П с реакторами Ш1-ПРИ представлена на рис. 179.

Анионит, подготовленный к работе, загружают в реактор *3* и заполняют горячей водой так, чтобы уровень ее перед подачей сиропа был на 50...100 мм выше слоя анионита, и подают сироп температурой 78...80 °С из напорного сборника *5*. Поступая в реактор через нижнее *1* и верхнее *4* распределительные устройства, сироп обесцвечивается анионитом и выводится через узел *2*. Первые порции сиропа, разбавленного водой (СВ < 50 %), направляют в сборник промоев *16*, а сироп с СВ > 50 % поступает в сборник *17*. Когда процесс обесцвечивания стабилизируется и из реактора начнет выходить прозрачный сироп, то его через контрольные (войлочные) фильтры *8* направляют в сборник обесцвеченного сиропа *9*, расположенный перед вакуум-аппаратами.

В ходе обесцвечивания контролируют цветность, температуру, расход сиропа, давление его в трубопроводах перед реакторами и после. При нормальной работе завода по схеме с тремя рафинадными кристаллизациями и нагрузкой на реактор до 3 $м^3$/ч на 1 $м^3$ смолы цветность сиропа после реакторов должна быть (усл. ед.), не более: 1-го рафинада — 1,3; 2-го рафинада — 4; 3-го рафинада — 8. Продолжительность рабочего цикла реактора при

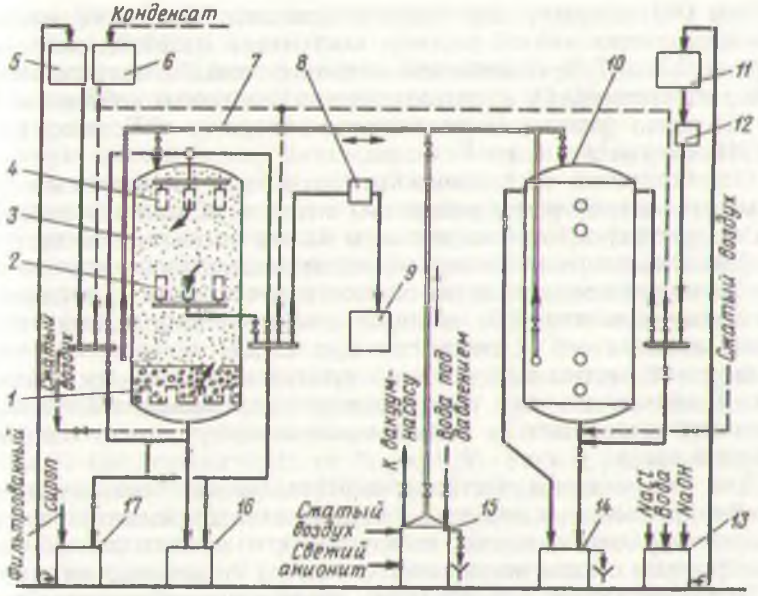


Рис. 179. Схема обесцвечивания сирона анионитом АВ-17-2П в реакторах с двойным слоем сорбента

обесцвечивании сиропов рафинадных кристаллизаций в зависимости от начальной цветности и качества фильтрования колеблется от 9 до 18 сут. Когда эффективность обесцвечивания начинает снижаться и становится ниже установленной (для сиропов 1-го рафинада 40 %, 2-го рафинада 35 %, 3-го рафинада 30 %), подачу сиропа в данный реактор прекращают и включают резервный реактор с отрегенерированной смолой. Анионит в отработавшем реакторе промывают горячей водой (конденсатом) температурой 78...80 °С, подавая ее из сборника *6* в реактор с нагрузкой 1 $м^3$/ч на 1 $м^3$ смолы. Первые порции малоразбавленного сиропа с СВ > 50 % направляют в сборник *17*, а последующие порции промоя с СВ ниже 50 % (промывание водой до 0,2...0,3 % СВ) — в сборник промоев *16*.

Анионит, отмытый от сахара, взрыхляют сжатым воздухом и по трубопроводу *7* перегружают из реактора *3* в регенератор *10*, изготовленный из коррозиестойкой стали и по конструкции мало отличающийся от реактора.

Для получения нейтральных сиропов и увеличения обесцвечивающей способности анионит АВ-17-2П используют вместе в

Cl^-- и OH^--формах. Для этого в мешалке *13* готовят регенерирующий солещелочной раствор, состоящий из 10 % хлорида натрия и 0,2...0,7 % гидроксида натрия и воды. Смесь температурой не более 60 °С перекачивают в напорный сборник *11* и оттуда через фильтр *12* подают в регенератор *10* сверху вниз с нагрузкой 1 $м^3$/ч на 1 $м^3$ смолы.

Отработавший регенерационный раствор, называемый *элюатом*, отводят из регенератора *10* снизу в сборник-ловушку *14*. Расход регенерационного раствора на 1 т смолы составляет 4 $м^3$.

Для отмывания анионита от регенерационного раствора в регенератор также сверху вниз подают горячую воду и отмывают до pH воды на выходе 8,5, после чего меняют направление потока воды, подавая ее и сжатый воздух снизу вверх, и отмывают анионит от частиц разрушенных гранул и механических примесей. Промывную воду также отводят в сборник *14*. Отмытый анионит возвращают в реактор и включают его в очередной рабочий цикл.

Для улавливания частиц анионита, увлекаемых элюатом и промывной водой, в ловушке *14* установлены дренажные элементы, конструкция которых такая же, как и в реакторах. Уловленные гранулы смолы направляют в камеру гидроподъемника *15*.

Гидроподъемник *15* работает следующим образом. Свежий или отработавший сорбент в смеси с водой поступает в гидроподъемник самотеком либо под разрежением, создаваемым вакуум-насосом. Затем разрежение отключают и в гидроподъемник под давлением подают воду и сжатый воздух, с помощью которых и транспортируют адсорбент в нужном направлении.

Расход свежего анионита на обесцвечивание рафинадных сиропов составляет 0,01...0,012 % к массе сахара-рафинада.

Сиропы, поступающие в ионообменную установку на обесцвечивание, должны соответствовать определенным требованиям: СВ 63...67 %, температура 78...80 °С, содержание взвесей (твердая фаза) не более 10 мг/л. Повышенные требования к наличию твердой фазы в обесцвечиваемом сиропе обусловлены тем, что зернистый слой анионита в реакторе функционирует как гравиевый или песочный фильтр с эквивалентным диаметром зерен 0,6...0,7 мм, задерживая в слое все механические примеси. В результате при обесцвечивании плохо фильтрованного сиропа продолжительность работы реактора лимитируется не емкостью анионита по сорбируемым веществам, а «грязеемкостью» его слоя. При этом рабочий цикл сокращается, а расход анионита и количество регенерационных стоков увеличиваются. Поэтому для экономного использования обесцвечивающих материалов из сиропов тщательно удаляют взвешенные механические примеси, которые в процессе сорбции будут блокировать сорбционную поверхность. Для этого перед обесцвечиванием проводят двухступенчатое фильтрование сиропа: сначала в гравиевых (осветли-

тельных) фильтрах, затем в фильтрах с намывным слоем фильтровального порошка.

При длительной эксплуатации анионита в результате необратимой сорбции некоторой части несахаров снижается его рабочая емкость. Для ее восстановления периодически проводят углубленную регенерацию анионита 4 %-ным раствором HCl с удельной нагрузкой 1 $м^3$/ч на 1 $м^3$ смолы.

Товарный анионит, еще не бывший в употреблении, отмывают от органических примесей и одновременно регенерируют солещелочным раствором в регенераторе. Регенерационный раствор вводят в регенератор снизу до верхнего уровня смолы и в течение 5...6 ч перемешивают сжатым воздухом при открытом воздушном вентиле. Обработку повторяют 5...8 раз. Затем смолу отмывают от регенерационного раствора умягченной водой до постоянной концентрации органических примесей в ней (оптическая плотность промывной воды при длине волны 230 нм в кювете 10 мм должна быть не более 0,5). Расход воды на отмывание составляет примерно 150 $м^3$ на 1 $м^3$ смолы.

Существенный недостаток при эксплуатации анионита АВ-17-2П — наличие элюата (отработавшего солещелочного раствора) в количестве примерно 4 $м^3$ на 1 $м^3$ регенерируемой смолы. Элюаты содержат минеральные и органические загрязнения, и их перед спуском в канализацию необходимо подвергать очистке и нейтрализации. Количество стоков пытаются уменьшить, обесцвечивая элюаты активным углем и используя повторно, а также применяют в строительстве в качестве пластифицирующей добавки к бетонным смесям.

Расход товарного анионита и вспомогательных материалов на выработку 100 т сахара-рафинада составляет (т): анионита АВ-17-2П 0,02; едкого натра (100%-го) 0,044; поваренной соли 0,47; соляной кислоты 0,016; умягченной воды с содержанием солей не более 0,1 мг·экв/л 22.

На некоторых заводах успешно применяют комбинированную схему обесцвечивания рафинадных и продуктовых сиропов: сначала фильтрованный сироп обесцвечивают гранулированным активным углем и фильтруют, а затем применяют анионит АВ-17-2П. Общая эффективность обесцвечивания рафинадных сиропов составляет 90 %, продуктовых — 70—80 %.

Синтетические ионообменные смолы, применяемые в промышленности, обладают некоторыми недостатками. Например, трехмерная полимерная сетка тормозит движение ионов, затрудняя их доступ к реакционным центрам, что особенно ощутимо, когда степень сшивки полимера высокая. Уменьшение числа поперечных связей в полимере приводит к сильному увеличению его объема и разрушению гранул. Продолжительность набухания синтетической смолы в зависимости от степени сшивки измеряется часами и даже сутками.

В МГУ разработаны кремнийорганические сорбенты, у которых основой является кремнезем (SiO_2), на котором закреплены (привиты) органические соединения с ионогенными группами. Например, для извлечения ионов из водных растворов предложен этилендиаминовый сорбент $\equiv Si-O-Si(CH_2)_3NH(CH_2)_2NH_2$. В его присутствии адсорбционное равновесие в растворе устанавливается за несколько десятков секунд. Кремнезем не набухает в воде и других растворителях, поэтому адсорбенты на его основе можно использовать сразу, без предварительной подготовки.

Контрольные вопросы

1. Каковы условия фильтрования сиропа через гравий? 2. Как фильтруют сироп в патронных фильтрах с фиксированным слоем осадка и пульсационной регенерацией? 3. Какие адсорбенты применяют в сахарорафинадном производстве? 4. В чем сущность периодического и непрерывного способов обесцвечивания сиропа? 5. Что представляет собой ионообменная установка? Как идет в ней процесс обесцвечивания сиропа? 6. Как проводят регенерацию ионообменной смолы?

Глава 16

КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ, ПРЕССОВАНИЕ, СУШКА И ФАСОВАНИЕ САХАРА-РАФИНАДА

УВАРИВАНИЕ УТФЕЛЕЙ

Обесцвеченные фильтрованные сиропы подают в соответствующие сборники перед вакуум-аппаратами. Для рафинадных сиропов сборники изготовляют из коррозиестойкой стали, для продуктовых сиропов — из обычной стали. Вместимость сборников для каждого вида сиропа рассчитана на одну варь, снаружи они покрыты теплоизоляцией. По форме наиболее практичны горизонтальные цилиндрические сборники. Во избежание попадания осадка из сборника в вакуум-аппарат штуцер сиропного трубопровода устанавливают выше дна сборника на 200 мм.

На сахарорафинадном заводе утфели уваривают в периодически действующих вакуум-аппаратах, по конструкции аналогичных применяемым на свеклосахарных заводах, но меньшей вместимости (15 и 30 т утфеля).

Уваривание утфелей проводят при остаточном давлении в вакуум-аппаратах 0,01...0,016 МПа. Технология уваривания утфелей принципиально не отличается от принятой в свеклосахарном производстве. Но так как чистота исходных продуктов более высокая, то утфели увариваются значительно быстрее: рафинадные — в течение 65...85, продуктовые — 150...300 мин. На длительность уваривания утфелей влияет концентрация сухих ве-

ществ в сиропе. Например, из сиропа концентрацией 60 % СВ утфель уваривают на 30...35 % дольше, чем из 70%-го. Цветность готового утфеля в первом случае увеличивается на 20...27 %, во втором — на 10...15 % независимо от абсолютной цветности исходного сиропа.

Для регулирования плотности сиропа, поступающего на уваривание утфеля 1-й рафинадной кристаллизации, и более рационального расходования пара целесообразно устанавливать подварочный вакуум-аппарат с автоматическим регулированием плотности. Из него сироп во все вакуум-аппараты 1-го рафинада будет поступать с содержанием сухих веществ 70...72 %.

Особенностью приготовления утфелей рафинадных кристаллизаций является применение ультрамарина марки УС — синтетического минерального красителя синего цвета, представляющего собой алюмосиликат натрия, содержащий серу ($Na_6Al_4Si_6S_4O_{24}$), или синтетического пищевого красителя индигокармина, являющегося двунатриевой солью индигосульфокислоты ($C_{16}H_8O_8N_2S_2Na_2$), а также гидросульфита натрия.

При выработке рафинированного сахара-песка водную суспензию ультрамарина (не более 75 г) или индигокармина (не более 7,5 г на 10 т утфеля) вводят в вакуум-аппарат в начале сгущения сиропа (до заводки кристаллов) для придания товарному продукту светло-голубого оттенка. В процессе производства кускового сахара-рафинада суспензию ультрамарина в количестве 0,003 % красителя или индигокармина в количестве 0,0003 % красителя к массе сахара-рафинада добавляют в промывочный клерс, что дает больший эффект, чем при введении красителя в вакуум-аппарат.

Гидросульфит натрия ($Na_2S_2O_4$) — порошок белого цвета, хорошо растворим в воде. При растворении выделяет водород и диоксид серы, которые, как предполагается, являясь восстановителями, активно обесцвечивают красящие вещества и таким образом снижают цветность сиропов. Но в отличие от сорбентов, удаляющих красящие вещества и другие несахара, гидросульфит натрия лишь несколько изменяет химическую структуру красящих веществ, превращая их в бесцветные соединения, которые остаются в сиропе.

Порошок гидросульфита натрия вводят в вакуум-аппарат (около 100 г на 10 т утфеля) в два приема: в пересыщенный сироп перед заводкой кристаллов и в конце уваривания утфеля. Обесцвечивание продукта гидросульфитом натрия — нестойкое, через некоторое время обесцвеченные соединения, окисляясь, вновь восстанавливают свой цвет. Утфели рафинадных кристаллизаций уваривают до 91,5...92 % сухих веществ и содержания кристаллов 58...60 % при температуре не выше 78 °С. Утфели продуктовых кристаллизаций уваривают до содержания сухих веществ (%): I — 91...91,5, II — 90,5...91, III — 90...91.

Готовые утфели из вакуум-аппаратов спускают в утфелемешалки-кристаллизаторы с естественным охлаждением и плотно за-

крытыми крышками для дополнительной кристаллизации. Во избежание сильного повышения вязкости и истирания кристаллов утфели рафинадных кристаллизаций находятся в утфелемешалках-кристаллизаторах не более 1,5 ч, их подвижность при охлаждении в утфелемешалках поддерживают, разбавляя обесцвеченным сиропом, взятым с последующей ступени кристаллизации.

Для утфеля каждой ступени кристаллизации устанавливают необходимое число утфелемешалок-кристаллизаторов. Вместимость одной утфелемешалки должна быть на 10 % больше вместимости вакуум-аппарата. Бо́льшая вместимость утфелемешалок и выход перемешивающих лопастей выше уровня утфеля недопустимы, так как это приводит к засахариванию стенок аппарата и насыщению утфеля пузырьками воздуха. Наличие воздуха в утфеле способствует увеличению его вязкости и ухудшению качества сахара-рафинада.

Цикл работы утфелемешалок-кристаллизаторов для утфелей продуктовых кристаллизаций составляет (ч): I — 6...8, II — 12...16, III — 70...72. Из утфелемешалок-кристаллизаторов утфель направляют в утфелераспределитель, установленный над центрифугами. Для утфелей рафинадных кристаллизаций иногда применяют один общий утфелераспределитель с перегородками, который представляет собой V-образный горизонтальный желоб с перемешивающим устройством.

Для утфелей продуктовых кристаллизаций предусмотрены отдельные утфелемешалки-распределители, что исключает смешивание утфелей разных ступеней и перетирание их остатков. В нижней части утфелераспределителей, напротив каждой центрифуги, делают спуск с шибером.

Разрежение в вакуум-аппаратах для уваривания утфелей создают с помощью вакуум-конденсационной установки (ВКУ). Чтобы обеспечить глубокое и стабильное разрежение в системе вакуум-аппаратов для рафинадных и продуктовых кристаллизаций, а также вакуум-сушилок, ВКУ устанавливают отдельно для каждой группы аппаратов. В ВКУ для вакуум-аппаратов рафинадных кристаллизаций более приемлемы поверхностные конденсаторы, что позволило бы снизить расход свежей воды на охлаждение, а конденсат из конденсаторов использовать на технологические нужды.

Между вакуум-аппаратами и ВКУ устанавливают сборники-ловушки для улавливания капель сиропа и конденсата с последующим отводом их в клеровочные аппараты.

ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ УТФЕЛЕЙ И ПРОМЫВАНИЕ САХАРА

Утфели рафинадного производства центрифугируют в машинах циклического и непрерывного действия с отбором двух оттеков, а при центрифугировании утфелей первой рафинадной и

последней продуктовой кристаллизации — с отбором по одному общему оттеку. Утфели рафинадных кристаллизаций и I продуктовой кристаллизации температурой не ниже 70 °С центрифугируют в горизонтальных автоматизированных центрифугах непрерывного действия с пульсирующей выгрузкой сахара.

Схема работы центрифуги с пульсирующей выгрузкой сахара представлена на рис. 180. Ротор центрифуги состоит из четырех концентрических ситчатых барабанов I, II, III, IV с зазором между ними 0,5 мм, выдвинутых друг относительно друга в продольном направлении и образующих ступени. Диаметр барабанов (ступеней) соответственно 650, 720, 790 и 860 мм. Ситчатая поверхность ступеней образована профилированными пластинами, установленными с зазором 0,35...0,43 мм.

При работе центрифуги утфель по питающей трубе и загрузочной воронке, состоящей из двух конусов *7* и *8*, непрерывно поступает в ротор *5*, укрепленный на полом валу *2* и вращающийся с частотой 850 мин$^{-1}$. Воронка предназначена для равномерного распределения утфеля по всей окружности I ступени ротора.

Кроме того, все ступени ротора, толкатель *4* и воронка вращаются синхронно с постоянной скоростью, толкатель *4* и две ступени ротора (I и III), связанные с ним жестко, совершают при помощи поршня *1* и штока *3* еще и возвратно-поступательное движение в осевом направлении (число рабочих ходов — до 46 в минуту).

Под действием центробежной силы из утфеля, поступающего на I ступень ротора, отделяется межкристальный раствор (первый оттек), который направляется в сборник, а на сите этой ступени остается слой сахара. Осевым движением толкателя, а также в результате подпора свежего утфеля сахар вытесняется на II ступень, а затем последовательно таким же способом — на III и IV ступени по направлению к выходу из ротора. Это происходит так: при движении толкателя влево масса сахара упирается в кольцо нижней части неподвижного (относительно толкателя *4*) конуса *7* и сдвигается на освободившееся пространство II ступени, которое было занято I ступенью ротора. Аналогично сахар переходит с III ступени на IV, так как III ступень жестко связана с толкателем. При движении толкателя вправо утфель поступает на I ступень, а сахар

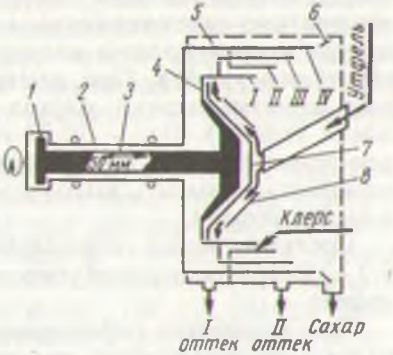


Рис. 180. Центрифугирование утфеля в центрифуге с пульсирующей выгрузкой сахара

сдвигается со II ступени на III, а с IV с помощью вращающегося диска *6* отводится в приемник. Таким образом, за один рабочий цикл поршня гидропривода из центрифуги выводится определенное количество сахара.

Сахар промывают клерсом, распыляемым через две форсунки, которые можно передвигать в центрифуге по ходу движения утфеля. Из первой форсунки клерс направляют на слой сахара в передней части II ступени ротора, а из второй — на слой сахара, выходящий из этой ступени. Поршень вместе с толкателем 4 пульсирует с частотой 30...50 мин$^{-1}$. От частоты пульсации зависят продолжительность центрифугирования и содержание влаги в рафинадной кашке.

При использовании пульсирующих центрифуг содержание сухих веществ в утфеле поддерживают на уровне 90...90,5 %. При меньшем их содержании центрифуга начинает вибрировать.

Промывание сахара рафинадных утфелей клерсом — один из важных технологических приемов рафинадного производства. Сущность этого процесса состоит в полном вытеснении клерсом межкристального раствора с поверхности кристаллов с целью повышения чистоты сахара-рафинада, придания ему белого цвета с голубоватым оттенком и необходимой крепости после сушки.

Для промывания сахара-рафинада в центрифугах клерс готовят из лучшего сахара-песка, предварительно обесцвечивая его свежим сорбентом, или в качестве клерса используют первые порции сиропа 1-й рафинадной кристаллизации из адсорбера и клеровку сухих возвратов сахара-рафинада.

В обесцвеченный клерс добавляют водную суспензию ультрамарина, профильтрованную через 3...4 слоя марли или отстоявшуюся в сосуде в течение 1...2 ч. Для приготовления суспензии 1 кг ультрамарина распускают в 10...15 л горячей воды. Интенсивность цвета клерса сравнивают с эталоном, специально приготовленным в заводской лаборатории. Температура клерса должна соответствовать температуре центрифугируемого утфеля. При центрифугировании утфелей рафинадных кристаллизаций расход 67%-го клерса составляет (% к массе утфеля): 1-го — 10; 2-го — 14; 3-го — 18. Использование для промывания сахара-рафинада клерса взамен воды дает возможность повысить выход кристаллического сахара на 8...10 % к массе утфеля.

Средний выход рафинадной кашки с содержанием влаги 2,2...2,8 % при центрифугировании составляет 52...55 % к массе утфеля.

При выработке рафинированного сахара-песка утфели рафинадных кристаллизаций, так же как и всех продуктовых кристаллизаций, центрифугируют в циклических подвесных центрифугах циклического действия (ФПН-125 1Л и др.). Утфель последней продуктовой кристаллизации, сахар которого не промывают,

можно центрифугировать в инерционных центрифугах непрерывного действия. Для обеспечения стабильной работы центрифуг необходимо следить за тем, чтобы утфели рафинадных кристаллизаций в утфелемешалках-кристаллизаторах не охлаждались ниже 70 °С. Они должны быть без комков, сохранять подвижность и под действием центробежных сил равномерно распределяться по стенкам ротора.

ОБЕСЦВЕЧИВАНИЕ И СГУЩЕНИЕ РАФИНАДНОЙ ПАТОКИ

Оттек последней продуктовой кристаллизации — рафинадная патока — является отходом сахарорафинадного производства, ее используют в хлебопекарной промышленности при выпечке некоторых сортов ржаного хлеба, так как она придает ему сладковатый вкус и замедляет процесс черствения. Перед использованием рафинадную патоку подвергают сорбционной очистке. Для этого ее разбавляют водой примерно до 50 % сухих веществ, фильтруют, обесцвечивают сорбентом, снова фильтруют, а затем сгущают в вакуум-аппарате до содержания сухих веществ 78...82 %. После этого рафинадную патоку взвешивают и отправляют на хранение. Выход рафинадной патоки составляет 1,2...1,5 % к массе сахара-рафинада и зависит от качества перерабатываемого сырья. В 100 кг сухих веществ патоки содержится 70...75 кг сахарозы, 17...20 кг органических несахаров, половину которых составляют глюкоза и фруктоза, 8...10 кг минеральных несахаров, преимущественно соли калия, кальция и сульфаты.

Вязкость рафинадной патоки почти всегда выше вязкости свеклосахарной мелассы. Поэтому в «нормальной» рафинадной патоке вязкостью 4,4 Па·с содержание сухих веществ ниже на 1,5...2 %, чем в «нормальной» свеклосахарной мелассе той же вязкости. «Нормальная» рафинадная патока при температуре 40 °С характеризуется следующими параметрами: сухих веществ 80 %, вязкость 4,4 Па·с при частоте вращения ротора подвесной центрифуги 980 $мин^{-1}$.

При обесцвечивании рафинадных и продуктовых сиропов анионитом значения pH промежуточных продуктов на верстате завода бывают немного выше, чем при обесцвечивании активным углем, в результате в производстве уменьшается распад сахарозы, а следовательно, снижаются содержание несахаров в рафинадной патоке и ее выход. На заводе, где для обесцвечивания применяют аниониты, нормативное содержание сухих веществ в рафинадной патоке на 1...1,4 % выше, чем в патоке на заводах, использующих активный уголь.

Допустимую массу потерь сахарозы в рафинадной патоке при переработке стандартного сахара-песка чистотой 99,75 % на

сахар-рафинад принимают 0,74...0,75 % к массе введенной сахарозы.

Если чистота перерабатываемого сахара-песка ниже 99,75 %, то допустимое содержание сахарозы в рафинадной патоке повышается на 0,18 % к массе вводимой сахарозы на каждый 0,1 % снижения чистоты сахара-песка.

Пример. На заводе переработано 60 % стандартного сахара-песка и 40 % сахара-песка чистотой 99,4 %. Определить допустимые потери сахарозы в рафинадной патоке (%).

$$П_{доп} = 0{,}75 + \frac{40}{100}\,\frac{(99{,}75 - 99{,}4)\,0{,}18}{0{,}1} = 0{,}75 + 0{,}25 = 1$$

ПРЕССОВАНИЕ И СУШКА САХАРА-РАФИНАДА

Прессование рафинадной кашки. Для получения качественного прессованного сахара-рафинада кашку утфелей рафинадных кристаллизаций перед прессованием тщательно перемешивают для того, чтобы она не охлаждалась. К моменту прессования содержание влаги в рафинадной кашке должно быть (%): для кускового быстрорастворимого — 1,6...1,8; кускового колотого — 2,2...2,3; кускового со свойствами литого — 3...3,2.

Рафинадная кашка должна содержать кристаллы определенной величины, так как крупные кристаллы образуют неровную поверхность брикетов, а мелкие, обладая большой площадью поверхности, удерживают лишнюю влагу. На основании опыта ряда заводов рекомендуется следующая структура кристаллов рафинадной кашки: размером 1...1,5 мм и более — 20...30 %, размером 0,5...1 мм — 60...65 %, размером менее 0,5 мм — 5...10 %.

Влажный сахар рафинадных кристаллизаций температурой 60...65 °С выгружают из центрифуг в корыто ленточного шнека, расположенного непосредственно под центрифугами, где он перемешивается, образуя рафинадную кашку, и направляется далее к ковшовому элеватору. Во избежание потерь теплоты кожухи шнека и элеватора покрыты теплоизоляционным материалом, их изготавливают из коррозиестойкой стали.

Рафинадная кашка, поднятая элеватором на верхние этажи завода, проходит через вращающееся барабанное сито, установленное наклонно в сторону выхода комков сахара, просеивается и выгружается на стальную ленту главного транспортера, также изготовленную из коррозиестойкой стали. Верхнюю ветвь ленточного транспортера по всей длине закрывают полуовальными колпаками из органического стекла, предохраняющими сахар от попадания посторонних предметов и охлаждения. Главный ленточный транспортер проходит над бункерами прессов автоматических линий.

Кашка со стальной ленты в бункер очередного пресса подается с помощью устройства, снабженного сгребающим ножом, на нижнем конце которого закреплена полоса из белой резины, непосредственно соприкасающаяся со стальной лентой и кашкой. Резиновая полоса всей кромкой прилегает к плоскости стальной ленты, обеспечивая подачу кашки, отделяемой ножом от общего потока, в бункер пресса.

Главный ленточный транспортер обслуживает несколько линий по производству сахара-рафинада, установленных под ним. При движении по ленте транспортера рафинадная кашка подсушивается и охлаждается. Для восстановления влажности и температуры рафинадной кашки у пятой или шестой автоматической линии (от ковшового элеватора) устанавливают увлажнитель-подогреватель, представляющий собой ленточный шнек с герметически закрытым кожухом, внутрь которого в нескольких точках подают пар низкого давления, предварительно пропущенный через каплеуловитель.

При производстве прессованного сахара-рафинада применяют два типа рафинадных прессов с односторонним прессованием: дисковый (карусельный) циклического действия для прессования брусков квадратного сечения и роторный (барабанный) непрерывного действия для прессования брикетов в форме кубика или параллелепипеда.

Схема цикла прессования рафинадной кашки на дисковом рафинадном прессе приведена на рис. 181.

В горизонтальном диске пресса размещено четыре пресс-формы, каждая состоит из матрицы с перегородками и пуансонов. Рафинадная кашка в виде рыхлой массы поступает в полость, образуемую перегородками *1* матрицы и плоскостью пуансона *2*, опущенного на глубину h_0 (положение диска I), и заполняет ее. После этого диск пресса поворачивается по стрелке, указанной на рис. 181, на 90°, матрица входит под прижимную плиту, а пуансон в этот момент поднимается вверх на высоту $h_0 - h$ и спрессовывает кашку в бруски (положение диска II). При следующем повороте диска на 90° матрица выходит из-под прижимной плиты, пуансон, двигаясь вверх, поднимает бруски сахара-рафинада выше уровня диска на 0,5...0,6 мм и выталкивают их из матрицы (положение диска III). После этого бруски (12...14 шт. в

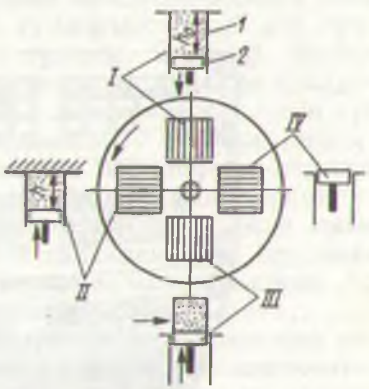


Рис. 181. Схема прессования рафинадной кашки на дисковом прессе

одной пресс-форме) сдвигаются с диска на сушильную планку. Диск пресса, освободившийся от брусков, поворачивается вновь на 90° (положение диска IV). Для предупреждения налипания кристаллов поверхность пуансонов натирают с помощью фетровой щетки стеарином с примесью гидрожира (маргарина) и абрикосового масла или подобных веществ. После возвращения диска пресса в положение I полный оборот его заканчивается и начинается новый цикл прессования.

На карусельном (дисковом) прессе циклического действия, входящего в комплект оборудования автоматической линии К5-ПРА, получают бруски сахара-рафинада размером 18 × 24 × 150 мм. Масса высушенного бруска 84 г, плотность 1,29 г/см^3.

Основная часть роторного пресса — барабан *1* (рис. 182), непрерывно вращающийся вокруг горизонтальной оси. Пуансоны *2*, размещенные радиально, во время прессования то приближаются к оси барабана, то отходят от нее. Особенность пресса — это возможность регулировать объем кашки в матрице, а следовательно, изменять массу кусочков сахара-рафинада.

На роторных прессах вырабатывают брикеты сахара-рафинада размером 18,3 × 18,0 ×16,8 или 27,3 × 17,4 × 11,1 мм массой по 5,55 г. Плотность высушенного брикета 1,05 г/см^3. Полученный на роторных прессах сахар-рафинад менее крепкий, чем сахар-рафинад плотностью 1,29 г/см^3, полученный на карусельном прессе, поэтому быстрее растворяется в горячей воде, что и определило его название — *быстрорастворимый*.

Сушка и охлаждение сахара-рафинада. Прессованные бруски сахара-рафинада обладают капиллярно-пористой структурой, которая определяет механизм сушки. Сушка протекает в два этапа: первый — короткий, в течение которого из брусков интенсивно

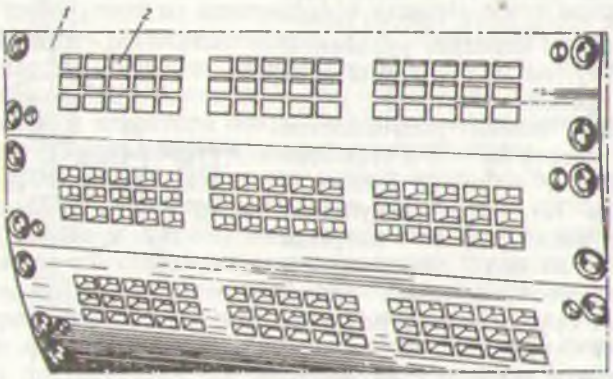


Рис. 182. Часть поверхности барабана роторного пресса

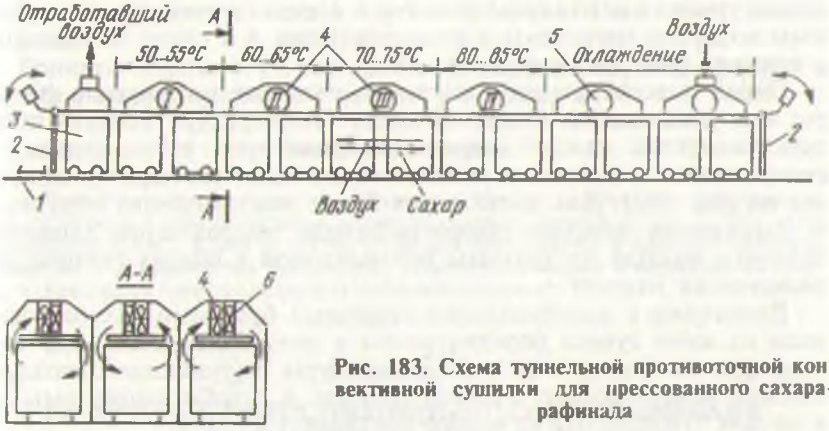


Рис. 183. Схема туннельной противоточной конвективной сушилки для прессованного сахара-рафинада

удаляется влага, второй — более продолжительный, так как остатки влаги испаряются медленно. По мере испарения окружающий воздух насыщается влагой. Чтобы не снижать скорость сушки, влажный воздух отводят непрерывно и добавляют сухой, нагретый. В процессе сушки сахара-рафинада с удалением влаги из пленки клерса на поверхности кристаллов происходит пересыщение сахарозы, что способствует дополнительному выкристаллизовыванию ее и связыванию отдельных кристаллов сахара в конгломераты.

Сахар-рафинад с содержанием влаги до 2,3 % (до прессования) легко высушивают в туннельной противоточной конвективной сушилке при атмосферном давлении (рис. 183).

Сушилка представляет собой блок из нескольких изолированных туннелей, перед каждым из которых между рельсами в полу расположен толкающий механизм *1*, предназначенный для продвижения сушильных вагончиков в туннеле. Влажные бруски сахара-рафинада укладывают на металлические стеллажи и загружают их в вагончик *3* друг над другом с зазором между ними для прохождения воздуха. С помощью механизма *1* вагончик вкатывают по рельсам в туннель, при этом весь ряд впереди стоящих вагончиков передвигается на расстояние, равное длине вагончика, и выталкивает на противоположном конце туннеля один крайний вагончик с высушенными и охлажденными брусками сахара-рафинада. В момент передвижения вагончиков двери *2* с противовесом открыты, а во время сушки — закрыты.

Над туннелем по ходу движения вагончиков установлено четыре группы (I, II, III, IV) осевых вентиляторов *4* с подогревателями воздуха, а в конце туннеля — вентиляторы *5* без подогревателей, предназначенные для охлаждения брикетов.

При высушивании сахара часть отработавшего воздуха забира-

ют из туннеля вентиляторами *4* и в смеси со свежим атмосферным воздухом нагревают в подогревателях *6* и снова возвращают в туннель (рис. 183, разрез *А—А*).

Перед подогревателями натянуты съемные матерчатые фильтры для улавливания сахарной пыли. Температуру воздуха после подогревателей каждой группы вентиляторов устанавливают в соответствии с заданным режимом (значения температур показаны на рис. 183). Для достижения более равномерного обдувания и нагревания брусков сахара-рафинада направление движения горячего воздуха по группам вентиляторов в одном туннеле периодически меняют.

Вагончики с высушенными горячими брусками сахара-рафинада из зоны сушки передвигаются в зону охлаждения, где температура их понижается до температуры окружающего воздуха. Свежий воздух подают в конце туннеля, а отработавший выводят в начале туннеля. Цикл сушки составляет 8...10 ч.

Сахар-рафинад с содержанием влаги более 2,3 % высушивают в вакуум-сушилках, где нагревание брусков горячим воздухом при атмосферном давлении трижды чередуется с откачиванием отработавшего влажного воздуха до максимально возможного разрежения в следующем режиме:

Цикл	I	II	III
Длительность нагревания брусков, ч	0,5	1	2,5
Температура воздуха в камере после нагревания, °С	60	80	85
Длительность откачки воздуха, ч	0.25	0,5	0,75

Поскольку в брусках с высоким содержанием влаги удерживается больше клерса, а следовательно, и растворенной сахарозы, то при кристаллизации она прочно связывает кристаллы в конгломераты и сахар-рафинад получается более крепким. Общий цикл высушивания брикетов под вакуумом 5...6 ч. Недостаток работы вакуум-сушилок (в отличие от туннельных) — периодичность работы.



Рис. 184. Схема раскалывания брусков сахара-рафинада

Высушенные и охлажденные бруски сахара направляют на колочные и фасовочные автоматы либо раскалывают на брикеты ножами разной конструкции.

На рис. 184 показана схема раскалывания брусков сахара с помощью барабанов. По этой схеме 4...5 брусков сахара *1*, расположенных один над другим и зажатых подпружиненными пластинами с обоих торцов, проходят между двумя вращающимися барабанами *2*, оснащенными раскалывающими ножами *3*.

Глубина погружения ножа в брусок примерно 1 мм, шаг раскола 11,5 мм.

Брикеты сахара, полученные после раскола брусков, фасуют в коробки массой по 0,5 и 1 кг или в мешки.

Контрольные вопросы

1. Чем отличается технология получения утфелей рафинадных кристаллизаций от утфеля I кристаллизации в свеклосахарном производстве? 2. Что такое рафинадная патока, каков ее состав и где она применяется в пищевой промышленности? 3. Какова схема прессования рафинадной кашки в карусельном прессе? 4. Как сушат бруски сахара в туннельной сушилке?

Глава 17

ПОЛУЧЕНИЕ ПРЕССОВАННОГО САХАРА-РАФИНАДА НА АВТОМАТИЗИРОВАННЫХ ЛИНИЯХ

Автоматизированная сочлененная линия для прессования, сушки, колки и фасования сахара-рафинада. На отечественных сахарорафинадных заводах распространена автоматизированная линия К5-ПРА, предназначенная для прессования рафинадной кашки в бруски размером 18 × 24 × 150 или 23 × 23 × 184 мм и их сушки. Последующие операции (колка брусков сахара на брикеты, фасование брикетов в коробки) осуществляют на линии А1-ПЛР. Производительность сочлененных линий К5-ПРА и А1-ПЛР по сахару-рафинаду составляет 30 т/сут. Схема работы автоматизированной линии К5-ПРА представлена на рис. 185.

Влажные бруски прессованного сахара, сформированные в матрицах пресса, группами по 12...14 шт. толкателем *9* сдвигаются с поверхности диска *1* на верхнюю ветвь *7* ленточного транспортера, который подает их на подвесные стеллажи сушильной камеры. Камера разделена на две зоны: верхнюю зону сушки *5* и нижнюю зону охлаждения *2*. Перемещаясь в верхней зоне навстречу потоку воздуха температурой 85...90 °С, нагнетаемого вентилятором *3* через калорифер *4*, бруски сахара высушиваются до содержания влаги 0,2 %. В задней части сушилки стеллажи с сахаром опускаются лафетом в нижнюю зону и, двигаясь навстречу потоку холодного воздуха, охлаждаются примерно до 25 °С.

Высушенные и охлажденные бруски сахара выгружаются на нижнюю ветвь *8* транспортера, который направляет их к линии колки и фасования сахара-рафинада марки А1-ПЛР. Отработавший воздух из верхней зоны сушилки отсасывается вентилятором по трубе *6*.

Автоматизированная линия А1-ПЛР (рис. 186) предназначена для колки, фасования и упаковывания сахара-рафинада. Высушенные бруски сахара от автоматизированной линии К5-ПРА

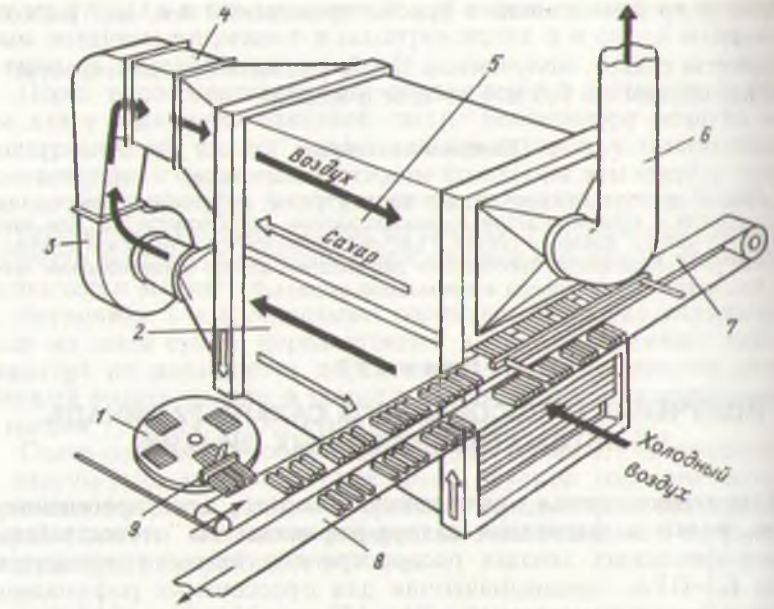


Рис. 185. Схема автоматизированной линии К5-ПРА для прессования и сушки сахара-рафинада

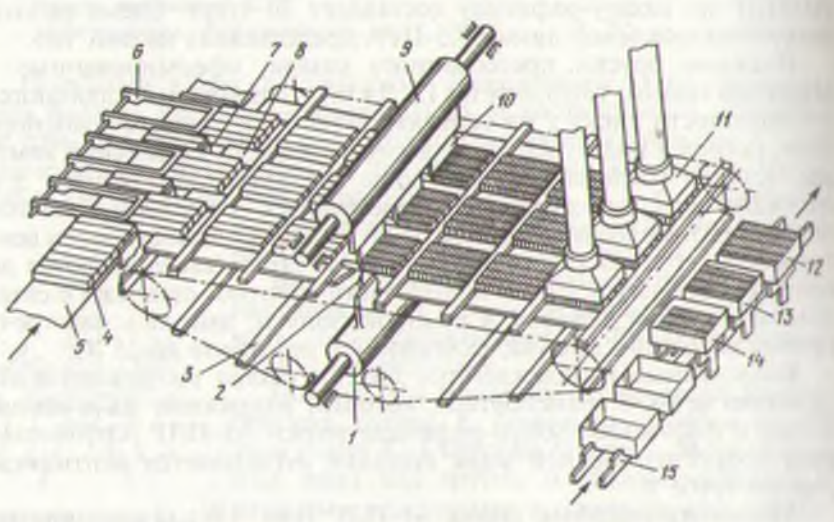


Рис. 186. Схема автоматизированной линии А1-ПЛР для колки и фасования сахара-рафинада

поступают на движущийся стол питателя линии А1-ПЛР партиями по 48 шт., где создается запас сахара, сглаживающий неравномерность его поступления. Со стола питателя (на рис. 185 он не показан) по загрузочному ленточному транспортеру *5* бруски сахара *4* поступают к колочно-укладочному автомату — основному в комплекте автоматов линии А1-ПЛР. На загрузочном транспортере *5* бруски сахара группируются в ряд перед толкателями *6* механизма загрузки. С транспортера *5* тремя потоками по четыре бруска каждый они перемещаются толкателями *6* на непрерывно движущийся колочный транспортер с поперечными планками *3*. По два бруска сахара, расположенные между толкателями, остаются на транспортере и упираются в планки *7*, а три потока брусков сахара, разделенные между собой направляющими *8*, перемещаются планками *3* по загрузочному транспортеру к механизму колки, который состоит из нижнего *2* и верхнего *10* колочных ножей, укрепленных на нижней *1* и верхней *9* качающихся опорах. Колочные ножи, врезающиеся одновременно в бруски сахара сверху и снизу, раскалывают каждый на пятнадцать брикетов толщиной по 10 мм.

Колотые брикеты сахара по транспортеру поступают к месту съема и тремя вакуум-захватами *11* поднимаются и укладываются в подготовленные коробки. Разрежение в вакуум-захватах создают вентилятором. Каждый вакуум-захват укладывает в коробку один слой сахара (60 брикетов), после чего коробки передвигаются шаговым транспортером *15* на ширину одной коробки. Таким образом, на первой позиции в коробку *14* укладывают первый слой сахара, на второй позиции в коробку *13* — второй слой и на третьей позиции в коробку *12* — третий слой. Всего в коробку массой 1 кг укладывают 180 кусков сахара-рафинада. Крошки сахара, образовавшиеся при колке брусков, проваливаются через щели колочного транспортера и собираются в бункере. Коробки, заполненные брикетами сахара, шаговым транспортером направляются к автомату, который закрывает коробки крышками и заклеивает их, после чего коробки группируют в пакеты по 20 шт.

Автоматизированная линия 1ДМ французской фирмы «Шамбон». На некоторых сахарорафинадных заводах эксплуатируют автоматизированные линии 1ДМ, изготовленные фирмой «Шамбон» (Франция). Эта линия предназначена для прессования, сушки, фасования и упаковывания сахара-рафинада в картонные коробки массой 1 и 0,5 кг.

В состав линии 1ДМ (рис. 187) входят: ротационный пресс *8* непрерывного действия; воздушная сушилка непрерывного действия, состоящая из восходящей *5* и нисходящей *13* шахт и горизонтального туннеля *9*, соединяющего вверху обе шахты; коробочный автомат *16*; укладочный автомат *11* для наполнения коробок сахаром; автомат *4* для закрывания крышками наполненных коробок; транспортер *12*, соединяющий нижние шахты *5*

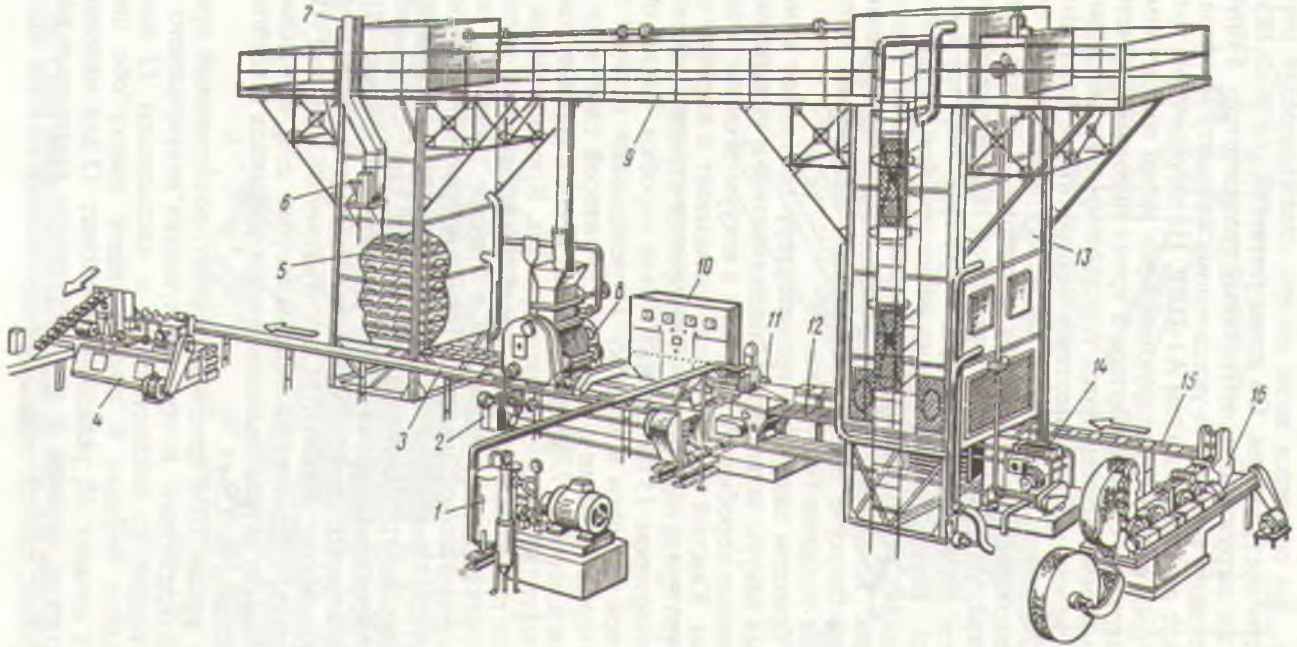


Рис. 187. Схема автоматизированной линии 1ДМ по производству прессованного сахара-рафинада французской фирмы «Шамбон»

и *13* и проходящий через укладочный автомат *11* и под барабаном пресса *8*; транспортер *15* для подачи пустых коробок от коробочного автомата к укладочному; транспортер *3* для перемещения коробок с сахаром от укладочного автомата *11* к закрывающему *4*; пульт управления *10*.

Шахты *5* и *13* снабжены вентиляторами и теплообменниками для нагревания воздуха, вмонтированными в шахты. Для отсасывания из сушильной шахты влажного воздуха служат вентилятор *6* и труба *7*. Разрежение в вакуум-захватах укладочного *11* и закрывающего *4* автоматов создают с помощью вакуум-насоса *1*.

Ротационный пресс, укладочный автомат и транспортирующие устройства сушилки приводятся в движение от главного электродвигателя *2* с регулируемой частотой вращения. Коробочный и закрывающий автоматы, транспортеры *3* и *15*, вакуум-насос *1* и вентиляторы сушилки работают от индивидуальных электроприводов.

Линия 1ДМ работает следующим образом. Рафинадная кашка влажностью 1,6...1,8 % поступает по трубе в бункер ротационного пресса *8*. При вращении ротора его матрицы заполняются рафинадной кашкой, подводятся под опорную плиту и кашка прессуется в брикеты в форме кубиков или параллелепипедов массой по 5,55 г. Отпрессованные в матрицах брикеты в нижнем положении вращающегося барабана пресса выталкиваются пуансонами на сушильные плиты. Цепным транспортером *12* плиты с сахаром направляются к восходящей шахте *5* и специальным механизмом загружаются в нее. В сушилке плиты с сахаром сначала поднимаются вверх, а затем по туннелю *9* переводятся в нисходящую шахту. При движении в шахтах и туннеле брикеты сахара-рафинада высушиваются горячим воздухом температурой 72...75 °С до содержания влаги 0,2 %, а затем охлаждаются потоком холодного воздуха. Цикл сушки длится 25...30 мин.

Сталкивающий механизм *14* из нисходящей шахты направляет плиты с высушенным сахаром на транспортер *12*, который перемещает их к укладочному автомату *11*. Одновременно к этому автомату по транспортеру *15* поступают картонные коробки. Укладочный автомат группирует брикеты сахара в три прямоугольника по 60 шт. и с помощью вакуум-захватов переносит их в коробки. После передвижения коробок на один шаг в них укладывается второй слой, затем — третий и коробка, заполненная 180 брикетами сахара, поступает к автомату *4*, который взвешивает коробки и закрывает их крышками. Готовые коробки группирует автомат (на рис. 187 не показан) в пакеты по 20 шт. и упаковывает термоусадочной пленкой.

На линии 1ДМ, сменяя соответствующие блоки матриц с пуансонами, можно вырабатывать брикеты сахара-рафинада размером (мм): 27,3 × 17,4 × 11,1; 18,2 × 17,4 × 16,5; 21,8 × 17,4 × 11,1. Производительность линии 1ДМ примерно 50 т/сут.

Автоматизированная линия 3ДМ фирмы «Шамбон» — модернизированная модель базовой модели 1ДМ. Она также оснащена ротационным прессом, шахтно-туннельной сушилкой, автоматом для фасования сахара-рафинада в коробки массой 1 кг (нетто) и пакетирующим автоматом для групповой упаковки закрытых коробок в пакеты массой по 10...30 кг. Производительность линии 3ДМ 100 т/сут.

Контрольные вопросы

1. Каков порядок работы отечественной автоматизированной линии получения прессованного сахара-рафинада? 2. Как работает автоматизированная линия прессования, сушки и фасования сахара-рафинада французской фирмы «Шамбон»?

Глава 18

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ ПОЛУЧЕНИЯ САХАРА-РАФИНАДА

Часть отечественных сахарорафинадных заводов работает самостоятельно, а часть — входит в состав сахарных комбинатов. Свеклосахарный и сахарорафинадный заводы, входящие в состав комбината, работают по самостоятельным технологическим схемам, но имеют общие ТЭЦ, систему водоснабжения, транспортные коммуникации. На свеклосахарном заводе, где имеется сахарорафинадное отделение, технологическая схема этого отделения является продолжением свеклосахарного производства.

При выработке сахара-рафинада различают две группы продуктов кристаллизации: рафинадную (2...3 ступени) и продуктовую (3...4 ступени). Сахар-рафинад получают только в первых двух или трех циклах, последующие циклы служат для обессахаривания оттеков и возвращения полученного желтого сахара на адсорбционную очистку и затем на кристаллизацию в рафинадных циклах. В результате этих технологических операций сахарозу, содержащуюся в исходном сахаре-песке или тростниковом сахаре-сырце, выводят с сахаром-рафинадом, а несахара и небольшое количество сахарозы (0,7...1,0 % к массе сахара-песка) удаляют с рафинадной патокой.

Технология сахара-рафинада строится на четком разделении промежуточных продуктов по их чистоте. Смешивание продуктов различной чистоты и цветности не допускается.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ПЕРЕРАБОТКИ САХАРА-ПЕСКА В САХАР-РАФИНАД

Для переработки сахара-песка цветностью до 1,3 усл. ед. принята шестикристаллизационная технологическая схема с тремя рафинадными и тремя продуктовыми кристаллизациями (рис. 188), в кото-

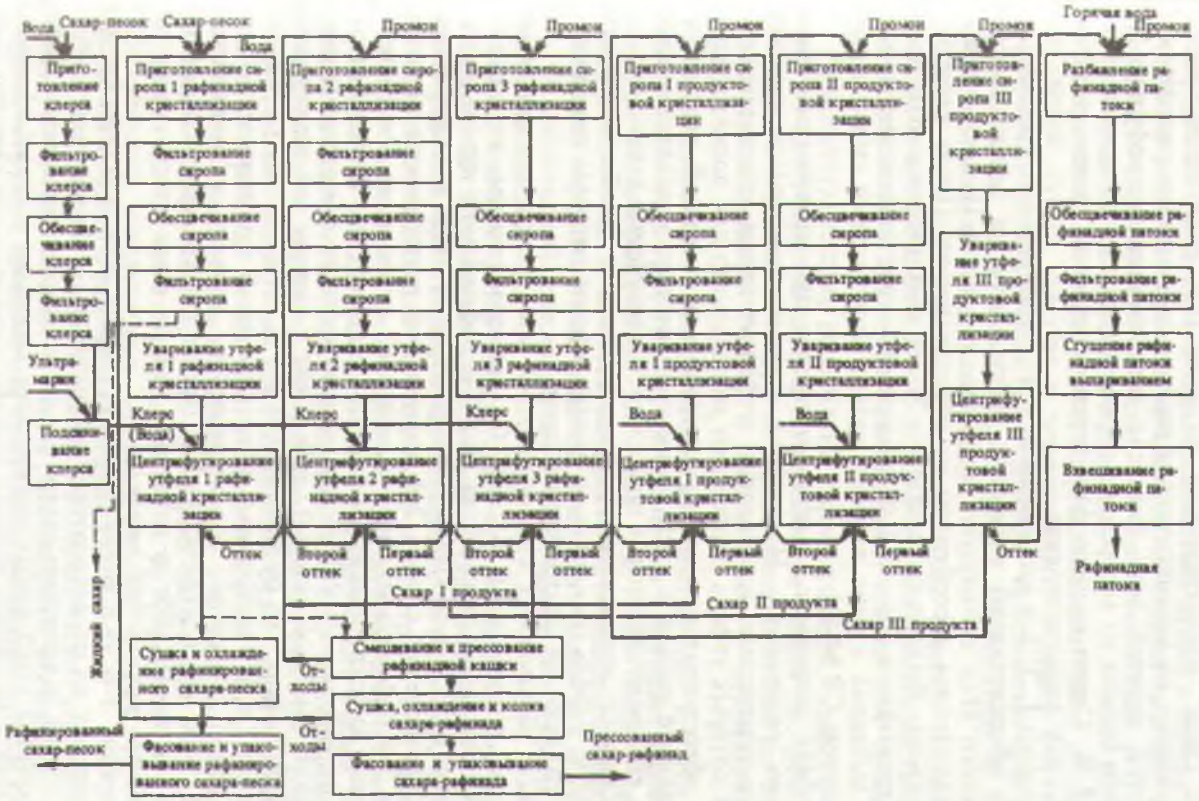


Рис. 188. Принципиальная технологическая схема переработки сахара-песка в сахар-рафинад с тремя рафинадными и тремя продуктовыми кристаллизациями

рой при поступлении сахара-песка цветностью выше 1,3 усл. ед. предусмотрена возможность перехода на работу с двумя рафинадными и четырьмя продуктовыми кристаллизациями.

По схеме, представленной на рис. 188, сахар-песок после взвешивания на автоматических весах и просеивания растворяют в чистой горячей воде вместе с отходами сахара-рафинада и отбором сиропа из адсорберов первой группы до содержания *СВ* 63...67 %. Сироп сначала фильтруют через слой гравия, а затем через слой фильтроперлита.

Сиропы 1, 2, 3-й рафинадных, I и II продуктовых кристаллизаций обесцвечивают активным углем. Если на заводе вместо активного угля используют анионит, то сироп II продуктовой кристаллизации адсорбентом не обесцвечивают. После адсорберов сиропы фильтруют повторно. Часть обесцвеченного и профильтрованного сиропа 1-й рафинадной кристаллизации может быть выведена в виде жидкого сахара (прозрачный сироп с содержанием *СВ* 64 %).

Утфели уваривают в вакуум-аппаратах при максимально возможном разрежении. На каждой ступени кристаллизации под вакуум-аппаратами установлены утфелемешалки-кристаллизаторы, в которых утфель подвергают охлаждению для дополнительного обессахаривания межкристального раствора. В результате охлаждения утфеля и увеличения концентрации кристаллов вязкость его увеличивается, а подвижность (текучесть) уменьшается, что снижает интенсивность кристаллизации. Чтобы понизить вязкость, утфель раскачивают своим первым оттеком или водой и направляют на центрифугирование.

Сахар рафинадных кристаллизаций промывают подсиненным клерсом температурой 65...60 °С, приготовленным из сахара-песка повышенного качества. На 1-й рафинадной кристаллизации при центрифугировании отбирают один оттек и направляют на приготовление сиропа 2-й рафинадной кристаллизации, а на 2-й и 3-й рафинадных кристаллизациях, а также на I и II продуктовых кристаллизациях отбирают по два оттека. Первый оттек идет на уваривание утфеля следующей ступени кристаллизации, а второй, как более чистый, добавляют к сиропу той же ступени кристаллизации, где он был получен.

Сахар I и II продуктовых кристаллизаций промывают питьевой водой, нагретой до температуры утфеля, в количестве 1...1,5 % к массе утфеля. Сахар последней III кристаллизации водой не промывают и отбирают только один оттек, который называется *рафинадной патокой*.

Сиропы 2-й, 3-й рафинадных и I продуктовой кристаллизаций готовят из первого оттека предыдущего утфеля, своего второго оттека и клеровки сахара со ступени кристаллизации, расположенной через одну ступень далее по схеме, а также промоев из адсорберов первой группы: густого промоя — для сиропов 2-й

и 3-й рафинадных кристаллизаций и жидкого — для сиропа I продуктовой кристаллизации.

Сироп II продуктовой кристаллизации готовят из первого оттека утфеля I продуктовой кристаллизации, второго оттека этого же утфеля и густого промоя из адсорберов второй группы; сироп III продуктовой кристаллизации — из первого оттека утфеля II продуктовой кристаллизации и промоя.

Сахар-песок 1-й рафинадной кристаллизации после промывания водой сушат, фасуют и упаковывают, а сахар 2-й и 3-й рафинадных кристаллизаций смешивают, просеивают для отделения комков и, максимально сохраняя температуру и влажность, направляют на прессование.

Сахар 1-й рафинадной кристаллизации можно промывать клерсом и вместе с сахаром 2-й и 3-й рафинадных кристаллизаций использовать в качестве рафинадной кашки для прессования.

Рафинадную патоку разбавляют горячей водой, жидким промоем из адсорберов второй группы, обесцвечивают адсорбентом, фильтруют, сгущают в вакуум-аппарате выпариванием до содержания сухих веществ 78...82 %, взвешивают и отправляют на склад.

При переработке сахара-песка цветностью до 1,3 усл. ед. общая масса всех трех утфелей рафинадных кристаллизаций при выходе сахара-рафинада из них 52 % будет равна (100/52)100 = 192 % к массе выработанного сахара-рафинада, в том числе: утфеля 1-й рафинадной кристаллизации 102 %; утфеля 2-й рафинадной кристаллизации 56, утфеля 3-й рафинадной кристаллизации 34 %.

Общая масса утфелей продуктовых кристаллизаций составляет примерно 20 % к массе выработанного сахара-рафинада, в том числе: утфеля I продуктовой кристаллизации 13 %, утфеля II продуктовой кристаллизации 5, утфеля III продуктовой кристаллизации 2 %. Уменьшить массу утфелей продуктовых кристаллизаций можно четким разделением оттеков и растворяемого сахара по их чистоте и цветности. При ухудшении качества адсорбционного обесцвечивания сиропов, нарушении технологического режима масса утфелей продуктовых кристаллизаций будет резко возрастать.

При переработке сахара-песка цветностью до 1,3 усл. ед. чистота утфелей рафинадных и продуктовых кристаллизаций и рафинадной патоки должна быть примерно следующей (%): утфелей рафинадных кристаллизаций: 1-й — 99,7; 2-й — 99,2; 3-й — 98,5; утфелей продуктовых кристаллизаций: I — 95...97; II — 91...93; III — 85...87; рафинадной патоки — 70...75.

Для достижения высоких технико-экономических показателей работы сахарорафинадного завода необходимо соблюдать следующие основные требования: тщательно очищать сырье и полупродукты от посторонних включений и следить за тем, чтобы в

них не попадали смазочные масла; не допускать чрезмерного увеличения количества продуктов на верстате; поддерживать слабощелочную реакцию сахарных растворов (pH_{20} 7,5...8,0), подщелачивая воду и промои, расходуемые на приготовление клеровок сахара-песка и сиропов продуктовых кристаллизаций, известью, содой, тринатрийфосфатом; не допускать перегревания или длительного нагревания сахарных растворов, своевременно регенерировать адсорбенты; снижать массу вторых оттеков при центрифугировании.

При поступлении в переработку сахара-песка пониженного качества в сиропах рафинадных кристаллизаций следует снижать содержание сухих веществ на 2...4 %, увеличивать расход фильтровального порошка на 10...20 % и более часто регенерировать адсорбенты. Для промывания сахара 1-й и 2-й рафинадных кристаллизаций применять горячий клерс, а сахар 3-й рафинадной кристаллизации промывать водой температурой около 70 °С, подсиненной ультрамарином.

Если на рафинирование подается небольшое количество сахара-песка пониженного качества (цветность более 1,8 усл. ед.), то его следует равномерно распределять в основной массе сахара-песка цветностью до 1,3 усл. ед. При поступлении большой партии сахара-песка цветностью до 2,5 усл. ед. его направляют на приготовление сиропа 2-й рафинадной кристаллизации.

При переработке сахара-песка пониженного качества на сахарорафинадном заводе применяют технологическую схему с двумя рафинадными и тремя или четырьмя продуктовыми кристаллизациями.

Сахар-песок цветностью более 4 усл. ед. и с повышенным содержанием редуцирующих веществ (более 0,25 %) перерабатывают на сахарорафинадных заводах и в рафинадных отделениях, оборудованных установками для аффинации сахара-песка, дефекации, сатурации и сульфитации клеровки сахара-песка.

При адсорбционной очистке сиропов из нестандартного сахара-песка расход порошкового угля увеличивают на 0,01 % на каждую 0,1 усл. ед. избыточной цветности перерабатываемого сахара-песка. Оптимальная норма расхода порошкового угля для переработки сахара-песка цветностью до 1,3 усл. ед. принята 0,25 % к массе сахара-рафинада. На заводах, где вместо порошкового применяют гранулированный уголь и перерабатывают сироп низкого качества, дополнительно используют порошковый уголь в количестве 0,01 % на каждую 0,1 усл. ед. избыточной цветности перерабатываемого сахара-песка.

На заводах, применяющих в качестве адсорбента анионит, для дополнительного обесцвечивания сиропов используют гидросульфит в количестве 0,001 % на каждую 0,1 усл. ед. увеличения цветности перерабатываемого сахара-песка.

Для приготовления клерса берут сахар-песок цветностью до

I усл. ед., а также отбор из рафинадных адсорберов первой группы и чистую воду.

В рафинадном отделении свеклосахарного завода применяют схему с двумя рафинадными кристаллизациями (см. рис. 111), которая является как бы продолжением схемы продуктового отделения свеклосахарного завода. Сахар I продукта направляют на приготовление сиропа 1-го рафинада, а сахар II и III продуктов — соответственно на приготовление сиропов 2-го рафинада и I продукта.

Укороченная технологическая схема рафинирования сахара, когда первый оттек утфеля 2-й рафинадной кристаллизации перерабатывается вместе со свеклосахарным утфелем, имеет определенные преимущества: снижаются потери сахарозы от разложения, повышается чистота утфеля I кристаллизации в продуктовом отделении, а следовательно, и качество сахара-песка, используемого на приготовление сиропа 1-й рафинадной кристаллизации.

После окончания переработки свеклы рафинадное отделение свеклосахарного завода продолжает работать на привозном сахаре-песке по схеме с двумя рафинадными и тремя продуктовыми кристаллизациями. При этом выполняют все требования по ведению технологического режима сахарорафинадного производства. Для получения утфелей продуктовых кристаллизаций используют освободившееся оборудование продуктового отделения свеклосахарного завода.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ПЕРЕРАБОТКИ ТРОСТНИКОВОГО САХАРА-СЫРЦА В САХАР-РАФИНАД

На специализированных сахарорафинадных заводах тростниковый сахар-сырец перерабатывают по схеме, включающей аффинацию, четыре рафинадные и три продуктовые кристаллизации (рис. 189).

Сахар-сырец проходит через дробилку, где разрушаются комки, затем его взвешивают и в течение 10 мин аффинируют смесью оттека утфеля 4-й рафинадной кристаллизации и второго оттека аффинационного утфеля, разбавленных до *СВ* 71...72 % и нагретых до 80...85 °С. Содержание сухих веществ в аффинационном утфеле 89...91 %. Для сохранения инвертного сахара от разложения pH_{20} аффинационного утфеля поддерживают в пределах 7,5...8,0. На 2,5 части сахара-сырца (по массе) приходится примерно 1 часть аффинирующего раствора.

После центрифугирования аффинационного утфеля первый оттек, содержащий значительную часть несахаров, в том числе и инвертный сахар, направляют на приготовление сиропа II продуктовой кристаллизации. Второй оттек используют для аффинации сахара-сырца и приготовления сиропа I продуктовой кристаллизации.

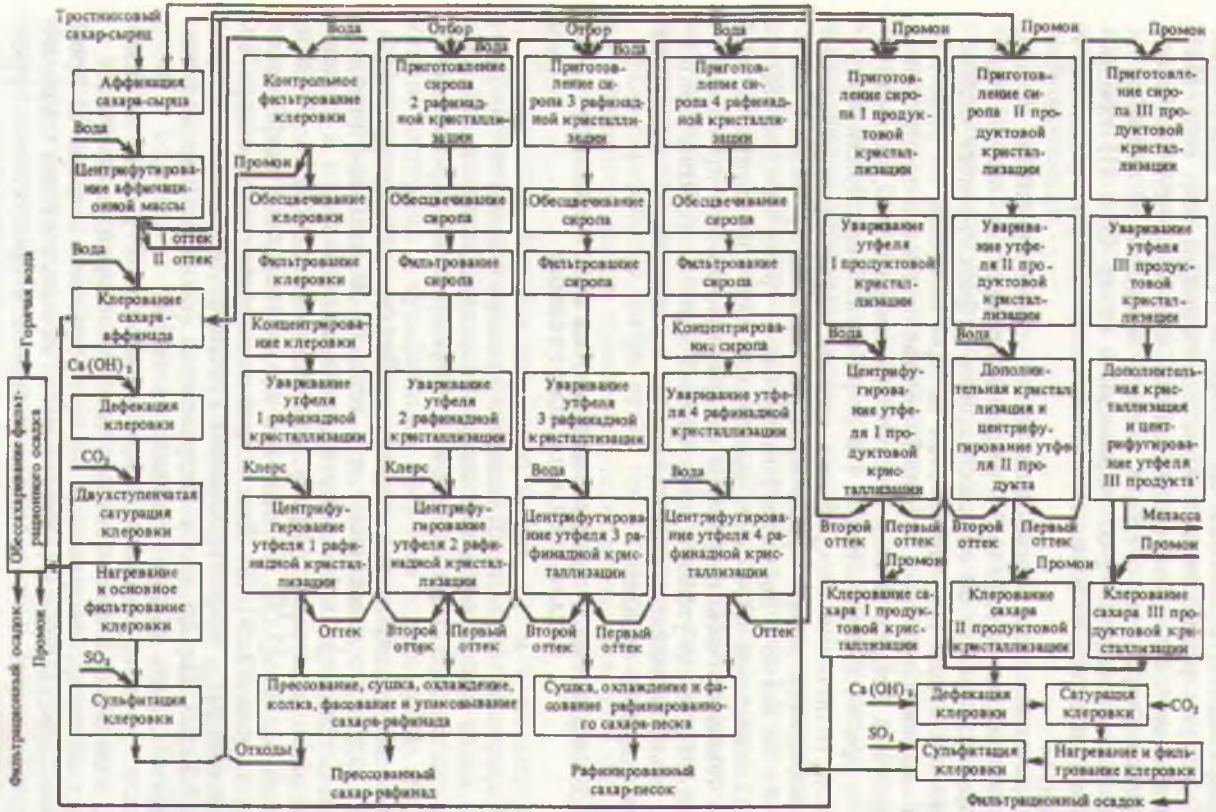


Рис. 189. Принципиальная технологическая схема переработки тростникового сахара-сырца в сахар-рафинад с четырьмя рафинадными и тремя продуктовыми кристаллизациями

После центрифугирования аффинационного утфеля сахар-аффинад промывают водой температурой 40...50 °С в количестве 4...6 % к массе утфеля и затем растворяют его в воде и промоях при температуре 70...75 °С до *СВ* 58...60 %. К этой клеровке добавляют клеровку сахара I продуктовой кристаллизации, полученную в отдельном клеровочном аппарате, и остатки сиропа, удаляемого из фильтров основного фильтрования (перед обессахариванием фильтрационного осадка). Общую клеровку концентрацией 58...60 % сухих веществ и температурой 75 °С подвергают дефекации известковым молоком в течение 5 мин при щелочности 0,8 ± 0,2 % CaO (pH_{20} 11 ± 0,2), двухступенчатой сатурации в сатурационной установке с внешним рециркуляционным контуром (20...30-кратный возврат сиропа в сатуратор) до щелочности после первой ступени сатурации 0,6 ± 0,2 % CaO (pH 9,7 ± 0,2) и после второй ступени сатурации до 0,02 ± 0,005 % CaO (pH 8,5 ± 0,2). Длительность сатурации на первой ступени 15...20 мин, на второй — 20...25 мин. Затем клеровку нагревают до 85...90 °С и фильтруют (основное фильтрование). Полученный фильтрат сульфитируют до щелочности 0,005 % CaO (pH 7,0...7,2) и вновь фильтруют (контрольное фильтрование). Эффективность очистки клеровки известью и диоксидом углерода составляет 60...70 %. Фильтрационный осадок перекачивают в вакуум-фильтр, где его обессахаривают горячей водой до содержания в ней сахара не более 1,5 % *СВ* (к массе осадка) и выводят в отвал. Промои из контрольных фильтров направляют на клерование сахара-аффинада.

Фильтрованную клеровку обесцвечивают активным углем, фильтруют, сгущают выпариванием под разрежением в концентраторе до плотности, близкой к насыщенному раствору, и направляют в вакуум-аппараты на уваривание утфеля 1-й рафинадной кристаллизации. При центрифугировании утфеля сахар промывают клерсом и отбирают один оттек, который подают на уваривание утфеля 2-й рафинадной кристаллизации.

Клерс готовят из сахара 4-й рафинадной кристаллизации, обесцвечивая клеровку этого сахара активным углем дважды, а затем подсинивают ее ультрамарином (на схеме не показано).

Утфель 2-й, 3-й рафинадных и II продуктовой кристаллизаций уваривают из сиропов, в состав которых входят также первый оттек предыдущего утфеля и свой второй оттек. К сиропу 4-й рафинадной кристаллизации кроме первого оттека утфеля 3-й рафинадной кристаллизации добавляют клеровку сахара II продуктовой кристаллизации, прошедшую известково-углекислотную очистку и сульфитацию. К сиропу I продуктовой кристаллизации кроме своего второго оттека добавляют второй оттек аффинационного утфеля, а к сиропу II продуктовой кристаллизации — первый оттек аффинационного утфеля и клеровку сахара III продуктовой кристаллизации. Сироп III продуктовой кристаллизации готовят из первого оттека утфеля II продуктовой кристаллизации.

Сиропы рафинадных кристаллизаций разбавляют чистой горячей водой и промоями из рафинадных адсорберов первой группы, а на приготовление сиропов и клеровок сахара продуктовых кристаллизаций расходуют промои из рафинадных адсорберов второй группы, центрифуг и вакуум-фильтров. Концентрация сухих веществ в сиропах должна быть не менее 60 %.

Обесцвеченный сироп 4-й рафинадной кристаллизации сгущают выпариванием в концентраторе и только после этого подают на уваривание утфеля.

При выработке прессованного сахара-рафинада и рафинированного сахара-песка сахар 1-й и 2-й рафинадных кристаллизаций промывают клерсом, подсиненным ультрамарином, а сахар 3-й и 4-й рафинадных кристаллизаций — водой температурой около 75 °С. Если вырабатывают только рафинированный сахар-песок, то сахар всех рафинадных кристаллизаций промывают водой.

Сахар I и II продуктовых кристаллизаций промывают водой, отбирая по два оттека, сахар III продуктовой кристаллизации не промывают, а оттек (сырцовая меласса) взвешивают и направляют на хранение в емкость. Утфели II и III продуктовых кристаллизаций перед центрифугированием дополнительно кристаллизуют, охлаждая их в утфелемешалках до 35...40 °С.

При работе по данной схеме получают 185...195 % (к массе сахара-рафинада) рафинадных утфелей, из них: утфеля 1-й рафинадной кристаллизации 92...95 %, утфеля 2-й рафинадной кристаллизации 45...50, утфеля 3-й рафинадной кристаллизации 20...25, утфеля 4-й рафинадной кристаллизации 25...26 %. Масса продуктовых утфелей составляет примерно 50 %, в том числе: утфеля I продуктовой кристаллизации 6 %, утфеля II продуктовой кристаллизации 35, утфеля III продуктовой кристаллизации 9 %. Примерная чистота утфелей продуктовых кристаллизаций (%): I — 95...96, II — 91...93, III — 73...75. Сырцовая меласса характеризуется содержанием (%): сухих веществ 82...85, сахарозы 34...42, редуцирующих веществ 8...20, золы 7...15; чистота 48...51 %. При соблюдении оптимального технологического режима на всех этапах производства выход сахара-рафинада составит примерно 94 % к массе сахара-сырца и сырцовой мелассы — около 5 %.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ПОЛУЧЕНИЯ ЖИДКОГО САХАРА

На отечественных сахарорафинадных заводах кроме кристаллического сахара вырабатывают жидкий неинвертированный сахар двух видов: высшей категории — сахарный сироп, освобожденный от взвешенных примесей и обесцвеченный адсорбентом, и I категории — сахарный сироп, осветленный с помощью вспомогательных фильтрующих материалов (фильтроперлита, кизельгура).

По качественным показателям жидкий сахар должен соответствовать требованиям ОСТ 18-170 (табл. 35).

Таблица 35

Показатель	Категория качества	
	высшая	I
Содержание *СВ*, %, не менее	64	64
pH_{20}	6,8...7,2	6,8...7,2
Цветность, усл. ед., не более	1	1,6
Температура хранения, °С, не более	40	40

Схема получения жидкого сахара высшей категории представлена на рис. 190.

Сахар-песок подают в клеровочный аппарат *1* и растворяют в чистой воде с добавлением «отбора» из адсорбентов первой группы до содержания сухих веществ 64...64,5 %. Полученный сироп направляют в напорный сборник *2*, откуда он под гидростатическим давлением проходит через слой гравия в фильтре *3*, освобождаясь от взвешенных примесей, и обесцвечивается активным углем в адсорбере *4*. Обесцвеченный сироп фильтруют в контрольном фильтре *5* и направляют в промежуточный сборник жидкого сахара *6*, откуда он поступает в пластинчатый теплообменник *7* на охлаждение до температуры 25...40 °С, а затем в емкость *9* на хранение. Надсиропное пространство в емкостях *8* и *9* сообщается с атмосферным воздухом через бактерицидные фильтры.

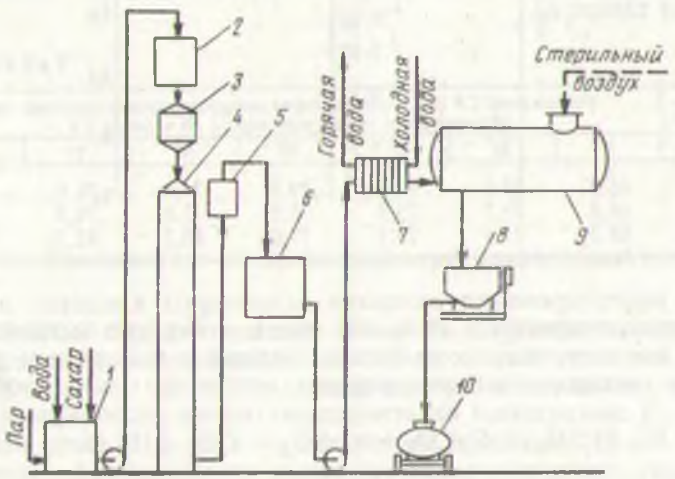


Рис. 190. Схема получения жидкого сахара

Жидкий сахар I категории получают по аналогичной схеме, но без обесцвечивания сиропа в адсорбере *4*.

Жидкий сахар, предварительно взвешенный на весах в емкости *8*, перевозят потребителям (кондитерским фабрикам, заводам безалкогольных напитков) в автомобильных цистернах *10*.

За рубежом наиболее распространены такие виды жидкого сахара, как чистая сахароза, инвертированный сироп, специальные сиропы с добавками, вторые оттеки разных оттенков (бесцветный, соломенно-желтый, янтарный и темно-желтый).

Выпуск различных видов жидкого сахара все время растет. Например, в США и Англии его вырабатывают более 30 % от общего производства сахара. Инвертированные сиропы в некоторых странах получают также и из нетрадиционного сырья — фиников, винограда, кленового и березового соков, из стеблей сахарного сорго. Сок, полученный из фруктов, последовательно обрабатывают катионообменными и анионообменными смолами, инвертируя таким образом сахарозу и удаляя примеси.

В настоящее время в пищевой промышленности растет спрос на частично или полностью инвертированные сиропы, которые обладают более мягким вкусом, меньшей вязкостью и большей растворимостью сахара, чем сахарозные сиропы. Например, при 20 °С содержание *СВ* в насыщенном растворе сахарозы 66,6 %, а в сиропе при соотношении инвертного сахара к сахарозе 70:30 — 79,5 %, т. е. воды в инвертированном сиропе на 40 % меньше.

В табл. 36 приведено содержание *СВ* в насыщенных сахарсодержащих растворах при различном соотношении инвертного сахара и сахарозы.

Таблица 36

Температура, °С	Содержание *СВ* (%) в насыщенном сахарсодержащем растворе при концентрации инвертного сахара, % к массе *СВ*						
	0	20	40	50	60	70	80
10	65,3	68,5	72,3	74,5	76,4	76,0	73,0
20	66,6	69,7	73,5	75,7	77,8	79,5	78,2
30	68,2	71,4	75,5	77,6	80,2	82,5	82,5

Для инвертирования сахарозы используют кислоты: лимонную, иногда соляную, но более предпочтительно использовать серную кислоту, так как ее остатки можно легко перевести карбонатом кальция или бария в осадок.

$$H_2SO_4 + CaCO_3 = CaSO_4 + CO_2 + H_2O.$$

Скорость инвертирования сахарозы растет с увеличением концентрации H^+-ионов, а изокаталитическая точка инвертного са-

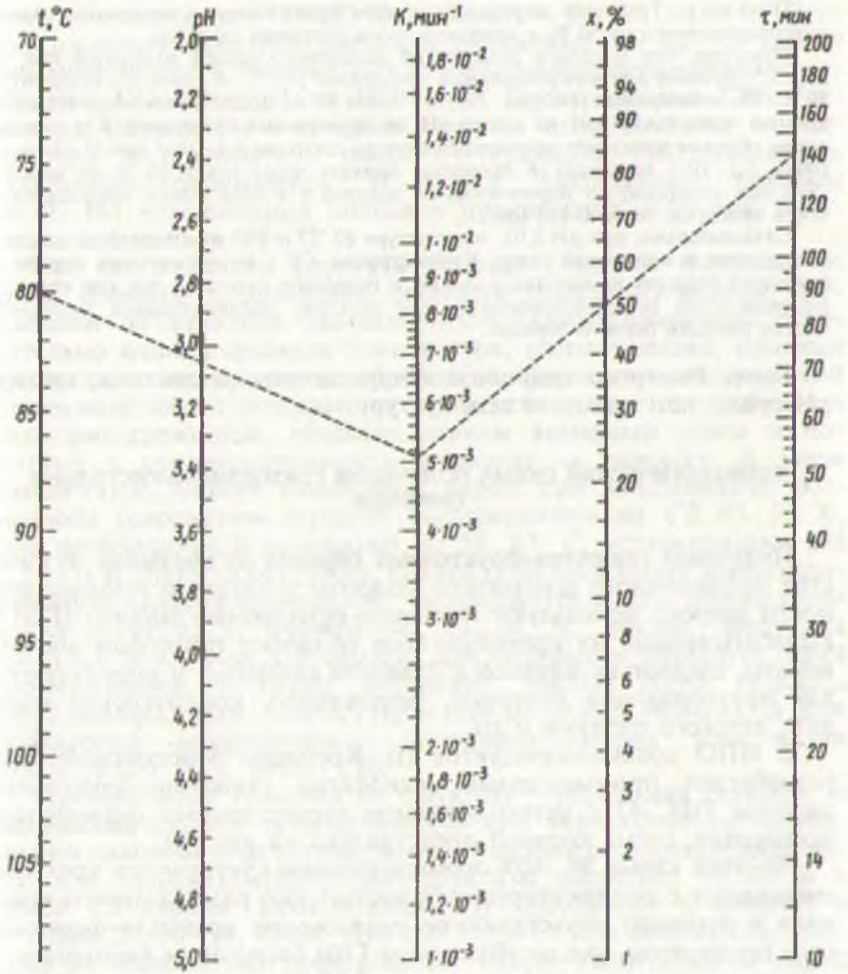


Рис. 191. Номограмма для определения параметров инвертирования сахарозы

хара находится при pH 3...4 (см. рис. 144), поэтому режим инвертирования сахарозы выбирают, исходя из этих положений.

Оптимальные параметры инвертирования сахарозы, например, в сахаре-песке можно определить по номограмме Г. А. Ермолаевой (рис. 191), где t — температура процесса, °С; pH в кислой среде; K — константа скорости инвертирования сахарозы, мин$^{-1}$; x — масса проинвертировавшей сахарозы, %; τ — продолжительность реакции, мин.

Пример. Требуется определить режим приготовления сахарного сиропа, инвертированного на 50 %, с минимальными потерями сахарозы.

Известно, что минимум разложения инвертного сахара находится при pH 3,0...3,5, поэтому для инвертирования принимаем pH 3,1 и «мягкую» температуру 80 °С. По номограмме (см. рис. 191) из точки 80 на шкале температур проводим прямую через точку 3,05 на шкале pH до пересечения со шкалой K и находим таким образом константу скорости гидролиза сахарозы $5{,}1 \cdot 10^{-3}$ мин$^{-1}$. Затем из точки $5{,}1 \cdot 10^{-3}$ на шкале K проводим прямую через точку 50 % на шкале x (50%-ная инверсия) до пересечения со шкалой τ и определяем продолжительность инверсии, равную 140 мин.

Следовательно, при pH 3,05, температуре 80 °С за 140 мин половина сахарозы превратится в инвертный сахар. Концентрация *СВ* в инвертируемом сиропе не оказывает влияния на константу скорости гидролиза сахарозы, так как инверсия сахарозы — это псевдомономолекулярная реакция, подчиняющаяся закономерностям реакций первого порядка.

Более быстрого гидролиза сахарозы можно достичь, снижая pH среды или повышая температуру.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ПОЛУЧЕНИЯ ГЛЮКОЗНО-ФРУКТОЗНЫХ СИРОПОВ

Получение глюкозно-фруктозных сиропов из крахмала. В качестве полноценного заменителя сахарозы в пищевой промышленности широко используют глюкозно-фруктозные сиропы (ГФС), вырабатываемые из крахмала. Они обладают приятным мягким вкусом, сладостью, близкой к сладости сахарозы, и используются для приготовления напитков, мороженого, кондитерских изделий, детского питания и др.

В НПО крахмалопродуктов (п. Коренево Московской обл.) разработана промышленная технология глюкозно-фруктозных сиропов ГФС-42 с использованием отечественных ферментных препаратов, схема которой представлена на рис. 192.

По этой схеме 38...40%-ную суспензию кукурузного крахмала смешивают с рециркулирующей частью уже разжиженного крахмала и проводят двухстадийное разжижение крахмала ферментным препаратом Амилосубтилином Г10х (основным ферментом в нем является α-амилаза) из расчета 0,02 % препарата к массе *СВ*. На первой стадии суспензию крахмала нагревают до 85 °С, добавляют 2/3 расчетного количества ферментного препарата, а для его активизации — 0,015 % хлорида кальция (к массе *СВ*) и выдерживают в течение 1 ч при pH 6,2...6,7. Затем, повышая температуру до 130...140 °С, полностью клейстеризируют крахмал, охлаждают субстрат до 85 °С и на второй стадии разжижения добавляют оставшуюся часть Амилосубтилина Г10х. Далее в течение 4 ч окончательно разжижают крахмал и частично его осахаривают.

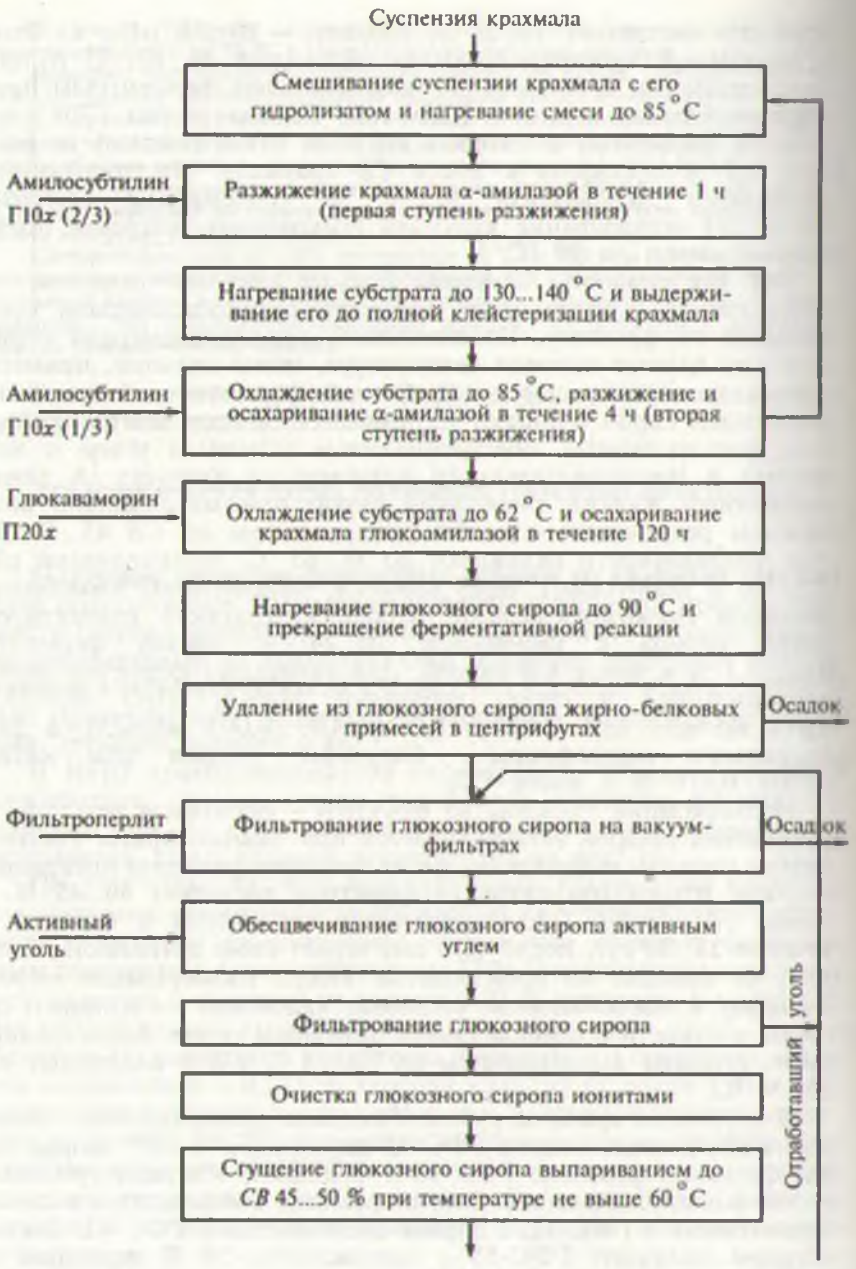
После разжижения крахмала гидролизат содержит 34...35 % *СВ*, не дает с йодом синего окрашивания, глюкозный эквива-

лент его составляет 18...20 %, вязкость — 20...25 мПа · с. Этот разжиженный субстрат крахмала охлаждают до 62 °С и при перемешивании в течение 120 ч осахаривают ферментным препаратом Глюкаваморином П20х или Глюкнигрином Г20х (основным ферментом в которых является глюкоамилаза) из расчета 0,3 % препарата к массе *СВ* крахмала. По достижении глюкозного эквивалента 97...98 % (содержание глюкозы 96...97 %) осахаривание крахмала прекращают, нагревая полученный сироп до 90 °С.

Так как сладость фруктозы больше сладости глюкозы, то часть глюкозы с помощью фермента глюкозоизомеразы превращают во фруктозу. На активность глюкозоизомеразы отрицательно влияют высокая температура, ионы кальция, примеси крахмала, поэтому перед обработкой ферментом полученный глюкозный сироп очищают от примесей: в поле центробежных сил, фильтрованием, обесцвечиванием активным углем и ионитами в последовательности катионит → анионит. А затем очищенный жидкий глюкозный сироп при максимально возможном разрежении сгущают выпариванием до *СВ* 45...50 %, при необходимости охлаждают до 58...65 °С, устанавливают pH 7,5...8,0 и пропускают через колонку, заполненную иммобилизованной глюкозоизомеразой. Продолжительность контактирования сиропа с ферментом 20...24 ч, расход фермента 0,07...0,1 % к массе *СВ* сиропа. Для активации фермента перед изомеризацией в сироп добавляют $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ (0,0025...0,015 моль/л) или $CoSO_4 \cdot 7H_2O$ (0,0003...0,003 моль/л), а для подавления микрофлоры — бисульфит натрия или калия (0,008...0,016 % к массе *СВ*).

Изомеризация глюкозы во фруктозу — обратимая реакция, и равновесие сахаров устанавливается при эквимолярном соотношении глюкозы и фруктозы; но на практике реакцию прекращают, как только концентрация фруктозы достигнет 40...42 % к массе *СВ* сиропа. Глюкозоизомеразу используют в колонке в течение 28...30 сут, после чего она теряет свою активность, поэтому ее выводят из производства. После изомеризации сироп очищают в ионообменной установке (катионит → анионит) от солей жесткости и обесцвечивают активным углем. Затем фильтруют, сгущают выпариванием до 70...74 % *СВ* и охлаждают до 25...30 °С.

В настоящее время за рубежом создана промышленная технология разделения сахаров ГФС-42 катионитом в Ca^{2+}-форме на две фракции: фракцию ГФС-90 и фракцию, обогащенную глюкозой и олигосахаридами. Вторая фракция возвращается в схему приготовления ГФС-42, а первая смешивается с ГФС-42. Таким образом получают ГФС-55 с содержанием 55 % фруктозы к массе *СВ*. По сладости ГФС-55 равен сахарозе и используется за рубежом в производстве напитков. Небольшую часть ГФС-90


Суспензия крахмала
Смешивание суспензии крахмала с его гидролизатом и нагревание смеси до 85 °С
Амилосубтилин Г10х (2/3)
Разжижение крахмала α-амилазой в течение 1 ч (первая ступень разжижения)
Нагревание субстрата до 130...140 °С и выдерживание его до полной клейстеризации крахмала
Амилосубтилин Г10х (1/3)
Охлаждение субстрата до 85 °С, разжижение и осахаривание α-амилазой в течение 4 ч (вторая ступень разжижения)
Глюкаваморин П20х
Охлаждение субстрата до 62 °С и осахаривание крахмала глюкоамилазой в течение 120 ч
Нагревание глюкозного сиропа до 90 °С и прекращение ферментативной реакции
Удаление из глюкозного сиропа жирно-белковых примесей в центрифугах
Осадок
Фильтроперлит
Фильтрование глюкозного сиропа на вакуум-фильтрах
Осадок
Активный уголь
Обесцвечивание глюкозного сиропа активным углем
Фильтрование глюкозного сиропа
Отработавший уголь
Очистка глюкозного сиропа ионитами
Сгущение глюкозного сиропа выпариванием до СВ 45...50 % при температуре не выше 60 °С

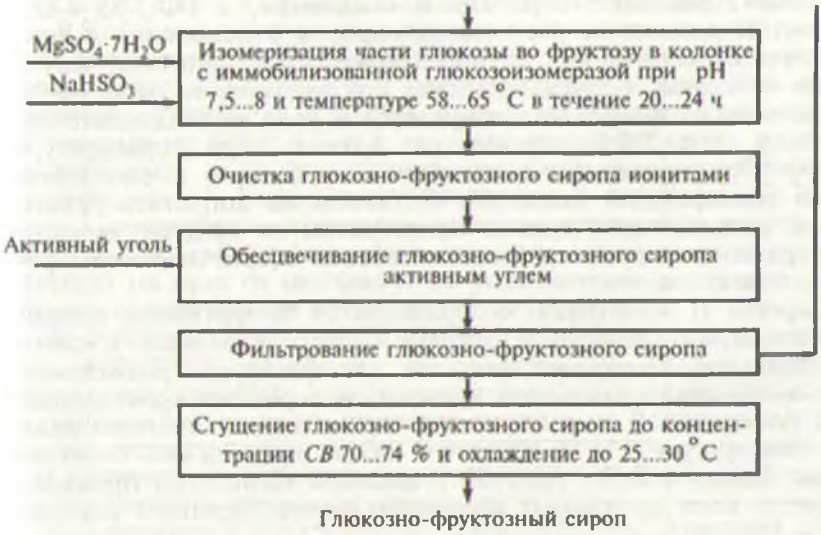


Рис. 192. Принципиальная технологическая схема получения глюкозно-фруктозного сиропа из крахмала

применяют для приготовления продуктов диетического питания и в фармацевтической промышленности.

В табл. 37 приведена характеристика ГФС с содержанием фруктозы 42, 55 и 90 % к массе *СВ*.

Таблица 37

Показатель	Сиропы			
	ГФС-42	ГФС-42	ГФС-55	ГФС-90
Содержание *СВ*, %	71	80	77	80
pH	3...4	3...4	3...4	3...4
Содержание золы сульфатной, %	0,05	0,05	0,05	0,05
Сладость относительно сахарозы, %	90...100	90...100	100...110	120...160
Углеводный состав, % к массе *СВ*:				
фруктоза	42	42	55	90
глюкоза	52	52	41	8
олигосахариды	6	6	4	2
Рекомендуемая температура хранения, °С	26...32	41...46	24...29	18...29

ГФС-42 называют сиропами I поколения, а ГФС-55 — сиропами II поколения. Недостаток сиропов I поколения в том, что при использовании их в безалкогольных напитках, фруктовых консервах и других изделиях при охлаждении ниже 26 °С глюкоза легко выкристаллизовывается в виде мелких иголочек. Поэтому эти ГФС приходится хранить при температуре 28...30 °С в вертикальных емкостях с рубашкой и обогревать водой температурой около 60 °С. Чтобы не допустить разжижения верхнего слоя сиропа конденсатом из воздуха, емкости для хранения сиропа снабжают насосом, обеспечивающим рециркуляцию сиропа.

Сиропы II поколения, содержащие 55 % фруктозы и приравненные по сладости к сахарозе, более устойчивы к самопроизвольной кристаллизации, так как фруктоза кристаллизуется значительно хуже, чем глюкоза, и тормозит кристаллизацию последней. В этих сиропах сахар не кристаллизуется даже при температуре 10...15 °С, и их можно хранить без подогревания. Но из-за более простой и дешевой технологии промышленность пока производит преимущественно сиропы I поколения — ГФС-42.

Получение сиропа из сока сахарного клена. В Канаде и северовосточных штатах США сбор и изготовление пищевого сиропа из сока сахарного клена превратились в самостоятельную отрасль. Например, только в США производится более 27 тыс. т кленового сиропа.

Свежий кленовый сок почти бесцветный, содержит 2,5...4,5 % сахарозы. Сок фильтруют, сгущают выпариванием до плотности сиропа (66...70 % *СВ*), отделяют взвешенные примеси и фасуют в емкости.

СПОСОБЫ ПОЛУЧЕНИЯ СПЕЦИАЛЬНЫХ ВИДОВ САХАРА

В Российской Федерации кроме рафинированного сахара-песка, прессованного сахара-рафинада, жидкого сахара вырабатывают также рафинадную пудру и кристаллическую сахарозу для шампанского.

Рафинадная пудра представляет собой измельченные кристаллы сахара-рафинада размером не более 0,1 мм. В качестве сырья используют рафинадную крошку и рафинированный сахар-песок, содержание влаги в которых перед размалыванием не должно превышать 0,1 %. Во избежание комкования в рафинадную пудру при хранении следует добавлять 3...4 % кукурузного крахмала. Рафинадную пудру фасуют в пакеты массой по 0,5 и 1 кг, а также в двухслойные мешки (внутренний слой бумажный непропитанный или полиэтиленовый, наружный — тканевый). Производство рафинадной пудры опасное с точки зрения взрывов и пожаров.

Кристаллическая сахароза имеет размер кристаллов 0,8...1,5 мм; содержание сахарозы в пересчете на сухое вещество не менее 99,95 % и влаги не более 0,04 %. Ее применяют в производстве шампанского и некоторых других вин. Для изготовления сахарозы в качестве сырья используют сахар-песок цветностью не более 0,8 усл. ед. Брак сахара-рафинада в сироп не добавляют из-за присутствия красителя (ультрамарина или индигокармина). Утфель центрифугируют в вертикальных подвесных центрифугах, кристаллы сахарозы промывают чистой горячей водой, пропаривают сухим паром и досушивают на транспортерах на пути от центрифуг до упаковочного отделения. Сушильно-охладительные установки не используют.

За рубежом вырабатывают специальные виды сахара в жидком, аморфном, желейном, пастообразном и мягком виде, а также в виде леденцов, крупных кристаллов — кандис. Эти сахара различаются по цвету от светло-желтого до коричневого, обладают специфическим вкусом благодаря наличию в них небольших количеств минеральных и органических соединений и пользуются большим спросом у населения.

Для получения влажного помадного сахара массовые доли рафинированного сахара и глюкозы смешивают в соотношении 9:1, растворяют в воде, сгущают до пересыщения и охлаждают, перемешивая. При этом образуются мельчайшие кристаллы и продукт превращается в белоснежную пасту.

Сухой помадный сахар готовят из смеси мелких кристаллов сахарозы и инвертного сахара с добавлением воды до консистенции помадки. Помадный сахар широко используется в кондитерской промышленности.

Желирующий сахар получают из яблочного пектина (0,8 %), лимонной кислоты (0,6 %), рафинированного сахара (98,2 %) и воды (0,4 %). Отдельные компоненты предварительно измельчают и тщательно смешивают. Желирующий сахар идет на приготовление мармелада.

При изготовлении быстрорастворимого сахара сахарную пудру подают в струю влажного воздуха, где поверхность частиц сахара покрывается пленкой из растворенного сахара, образуя мягкие конгломераты. При высушивании влага удаляется и конгломераты приобретают пористую структуру с очень большой площадью поверхности, но, несмотря на это, сахар малогигроскопичен. Если быстрорастворимый сахар высыпать в измерительный цилиндр с водой, то он растворяется уже в процессе осаждения.

Мягкие сахара производят в Японии, они различаются по чистоте, цветности и размеру кристаллов. Мягкий белый сахар высшего качества представляет собой сахар 1, 2, 3-й кристаллизаций в отдельности или их смесь, которую получают на рафинадных заводах. Мягкий белый сахар среднего качества —

это сахар 4-й и 5-й кристаллизаций. Мягкий желтый сахар — сахар 6-й кристаллизации. Чистота утфелей мягких сахаров следующая (%): высшего качества — 99,2, среднего качества — 94, желтого — 87. Уваривание утфелей указанных сахаров отличается количеством сахарной пудры, употребляемой для затравки (до 500 г пудры на 15 $м^3$ утфеля), и заводкой большого числа кристаллов.

Особенностью производства мягких сахаров является то, что сахара при центрифугировании промывают сначала водой, а затем инвертированным сиропом. Использование инвертированного сиропа необходимо для сохранения сахара достаточно мягким и предохранения его от затвердения в процессе хранения и транспортирования.

Контрольные вопросы

1. Чем отличается технологическая схема получения сахара-рафинада с тремя рафинадными и тремя продуктовыми кристаллизациями от других схем? 2. На какие основные этапы делится технологическая схема получения сахара-рафинада из тростникового сахара-сырца? 3. Какова технология глюкозно-фруктозного сиропа?

Глава 19

ОБЕСПЕЧЕНИЕ САХАРОРАФИНАДНОГО ЗАВОДА ВОДОЙ И ПАРОМ

Сахарорафинадный завод снабжается электроэнергией и паром от собственной ТЭЦ или скооперировавшись с другими промышленными предприятиями. Для технологических целей применяют отработавший в турбине насыщенный пар температурой 132...136 °С.

Пар используют через барботеры (без возврата конденсата) для нагревания клеровки, воды; через поверхностные теплообменники (с отводом конденсата) для обогревания вакуум-аппаратов, вакуум-сушилок, воздушных калориферов. Открытый пар используется для пропаривания вакуум-аппаратов, адсорберов, вытеснения промывной воды.

Конденсат, образующийся при конденсации греющего пара, отводят в сборник, из которого пары самоиспарения поступают в клеровочный аппарат для нагревания клеровки, а конденсат возвращается в ТЭЦ для питания парогенераторов. Всего в ТЭЦ возвращается около 75 % конденсата.

Ориентировочный расход «нормального» пара (энтальпия 1 кг «нормального» пара составляет 2680 кДж) на технические нужды завода по отдельным потребителям (% к массе сахара-рафинада) составляет:

Уваривание утфелей	70...90
Приготовление клеровки сахара-песка	12...15
Сушка сахара-рафинада	8...15
Нагревание воды	6...12
Фильтрование и обесцвечивание	8...10
Обогревание помещений	4...8
Прочие потребители и потери пара	6...10
Всего	114...160

В результате общий расход условного топлива по заводу составляет 17...22 % к массе сахара-рафинада.

Рафинадное отделение на свеклосахарном заводе обеспечивается паром и электроэнергией от общей ТЭЦ.

Сахарорафинадный завод расходует также большое количество воды: на приготовление сиропов, промывание фильтров, адсорберов или ионитных реакторов и регенераторов, на конденсацию пара в вакуум-конденсационных установках, охлаждение насосов, хозяйственные нужды, питание парогенераторов и др.

Качество свежей воды, расходуемой на технологические цели, должно соответствовать требованиям ГОСТ 2874 «Вода питьевая», т. е. быть бесцветной, прозрачной, без постороннего запаха и неприятного вкуса, свободной от болезнетворных организмов и посторонних химических примесей.

Если вода имеет повышенное содержание солей жесткости, то ее лучше заменить деаммонизированными конденсатами либо умягченной водой.

При использовании воды из открытых водоемов необходимо проводить санитарный контроль ее качества. При необходимости воду хлорируют, а остатки непрореагировавшего хлора и образовавшиеся соединения удаляют, пропуская воду через слой активного гранулированного угля. Расход активного угля не должен превышать 10 г на 1 $м^3$ воды.

Активный уголь периодически подвергают частичной регенерации, промывая его раствором кальцинированной соды.

На современном сахарорафинадном заводе используют схему оборотного водоснабжения. Сточные воды, образующиеся в процессе производства, делят на воды I и III категорий.

К водам I категории относят барометрическую воду, воду после охлаждения насосов, компрессоров и оборудования ТЭЦ.

К воде III категории относят воду после промывания отрегенерированных активного угля и анионита, воду от стирки мешкотары, мытья полов и аппаратуры, из лаборатории завода, бытовую воду, продувки из вентиляторной градирни и оборудования ТЭЦ.

Оборотную воду I категории расходуют в основных конденсаторах вакуум-конденсационных установок (ВКУ) для конденса-

ции вторичного пара, на охлаждение насосов и компрессоров, пульсирующих центрифуг, маслоохладителей и воздухоохладителей в турбине, вспомогательного оборудования ТЭЦ. Перед употреблением оборотную воду охлаждают в вентиляторной градирне до 22...24 °С и аэрируют. Из общего количества вод I категории 70...75 % расходуется в конденсаторах ВКУ.

Расход воды на сахарорафинадном заводе, работающем по схеме с тремя рафинадными и тремя продуктовыми кристаллизациями, составляет (% к массе сахара-рафинада): расход свежей воды из природных водоемов — 263 (из них артезианской — 120); оборотной воды I категории — 3240; воды III категории — 120.

Артезианскую воду в основном расходуют на растворение и промывание сахара, конденсацию пара в предконденсаторах ВКУ, на питьевые и бытовые нужды; речную воду — на приготовление химически очищенной воды для ТЭЦ, на подпитку системы оборотного водоснабжения I категории. При оборотном водоснабжении значительная часть воды теряется в результате испарения при ее охлаждении на вентиляторной градирне. В сахарорафинадном отделении свеклосахарного завода, работающем по единой технологической схеме, общий расход воды и масса образующихся стоков меньше, чем на самостоятельном сахарорафинадном заводе.

Примерные показатели схемы водоснабжения и стоков в сахарорафинадном отделении (% к массе сахара-рафинада): расход свежей воды из природных водоемов — 127 (из них артезианской — 94); сточных вод I категории — 2340; вод III категории — 45.

Контрольные вопросы

1. Как обеспечивается сахарорафинадный завод водой? 2. Как обеспечивается сахарорафинадный завод паром?

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

●

А

Автоматическая линия для прессования и сушки сахара-рафинада 457, 458
Автоматическая линия колки и фасования сахара-рафинада 457, 458
Автоматические весы 79
Адсорбер 431, 433
Адсорбционная очистка 428
Активное вентилирование свеклы 50, 51
Активный уголь 431, 476
Амилосубтилин П20х 475, 476
Аниониты 436
Антрацит 395
Аппарат выпарной 221
— диффузионный 33
— клеровочный 340
Аффинатор 339
Аффинация сахара 338, 339
Аффинационный оттек 338
— утфель 338
— раствор 338
Аэрируемый биологический пруд 415
Аэротенк 415

Б

Багасса 370
Багацилло 369
Барометрическая вода 184, 225
Барометрический конденсатор 225, 226
Биологическая очистка сточных вод 414
Биофильтр 415
Ботволовушка 65
Брак свеловичной стружки 84
Бурачная 62, 63
Буферная емкость 142

В

Вакуум-аппарат 121
Вакуум-конденсационная установка 226, 448
Вакуум-насос 183
Вакуум-сборник 183
Вакуум-фильтр 183
Вентилирование свеклы в кагатах 50, 51
Верстат завода 55

Весы демпферные для корнеплодов свеклы 79, 80
— ленточные для стружки 95
Вибротранспортер 308
Вода барометрическая 227, 413
— жомопрессовая 121
Водоотделитель 69, 70
Вторичный пар 216, 218
Выварка выпарной установки 243
Выпаривание сока 214
Выпарной аппарат с многократной циркуляцией сока 221
— аппарат прямоточно-пленочный 236
Выпарная установка четырехкорпусная 220, 222, 224, 238
— установка пятикорпусная 233
Вязкость динамическая 288, 292
— относительная 293

Г

Газ сатурационный 403
— сульфитационный 206
Газовый компрессор 394
Газопромыватель 404
Гашение извести 408
Гидролиз сахарозы 343, 344
Гидропневматический подъемник 68
Гидротранспортер 64
Глюкозоизомераза 476
Глюкозный эквивалент 476
ГФС-42, (-55, -90) 477
Глюкаваморин П20х 475, 476
Глюкпигрин Г20х 475, 476
Гравий 425
Гранулированный уголь 434
Гранулометрический состав сахара-песка 319
Греющий пар 228

Д

Двойной электрический слой 163
Деаммонизация воды 128
Декантат сока I сатурации 181
Декстран 116, 266
Денатуризация протоплазмы 30
Дефекация 153
Дисковый водоотделитель 69, 70
— фильтр 213
Диоксид серы 206, 210
— углерода 402
Диффузионный аппарат колонный 93, 94, 97
— аппарат двухшнековый 99, 101
— аппарат ротационный 106, 107
— сок 78, 89
Диффузия сахарозы 85
Дозреватель известкового молока 410

Дуговое сито 119
Дыхание корнеплода свеклы анаэробное 35
— аэробное 35
Дымовые газы 404

Ж

Жидкостно-струйный сульфитатор 210
Жом брикетированный 124
— кислый 122
— отжатый 119, 121
— сушеный 122, 123, 124
Жомовый пресс 120
Жомопрессовая вода 93, 121
Жомосушильный аппарат 122

З

Заводка кристаллов 297
Замораживание свеклы 51
Затравка 297
Зеленая масса 42

И

Известегаситель 394
Известковое молоко 394, 400, 409
Известково-газовая печь 396, 403
Известняковый камень 395
Известь активная 401
Изоионная точка сатурационного осадка 196
Изомеризация глюкозы 477
Изоэлектрическая точка белка 139, 343
Изрезывание свеклы в стружку 80
Имбибиция 369, 370
Иммобилизованные ферменты 477
Инверсия сахарозы 344
Ионообменные смолы 421

К

Кавитационный смеситель 182
Кагат свеклы 46
Кагатное поле 46, 47
Кагатоукладчик 45
Камнеловушка 66
Катиониты 436, 476, 477
Кашка рафинадная 452
Классификатор боя свеклы 75
Клеровка 340, 341
Клерс 425, 450, 463
Коагуляция белка 138
Кокс 395
Конденсат аммиачный 228

Конденсатор барометрический 225, 226
Константа скорости гидролиза сахарозы 343, 346
Коэффициент безопасности хранения сахара-сырца 377
— диффузии сахарозы 109, 110
— мелассообразующий 361
— насыщения раствора сахарозы 271, 273, 276
— неоднородности сахара-песка 319
— пересыщения раствора сахарозы 277
— растворимости сахарозы 271
— рециркуляции клеровки 391
— соковый 31
Кристаллизация сахарозы 268, 270

Л

Лабильная зона пересыщения 280
Легкие примеси 65
Ленточный транспортер 76, 77

М

Межкристальный раствор 307, 330, 360
Мезга 117
Мезголовушка 118
Меланоидиновая реакция 341
Меласса нормальная 327
— условная 364
Метастабильная зона пересыщения 280
Молоко известковое 394, 408, 409, 411
Моноэтаноламин 405
Мойка свеклы 52, 70, 72
Мякоть свеклы 31

Н

Накипь 343
Несахар 31, 32
Ножи свеклорезные 82, 84
Ножевая рама 83
Номограмма вязкости 287
— содержания сахара в жоме 92

О

Обессахаривание 89, 427
Обесцвечивание сиропа 427, 434, 436, 208
Обжиг известнякового камня 398
Оборотное водоснабжение 411
Олигосахариды 477
Осадок фильтрационный 186, 187
Осветленный сок (сироп) 249, 370
Острый пар 228
Отбор диффузионного сока 89, 91, 98, 112
— сиропа из адсорберов 443

Отделение продуктовое 55
— свеклоперерабатывающее 55
— сокоочистительное 55
Отмывание корнеплодов свеклы 70
Отработавший пар 223, 228
Отстойник сока гравитационный 120
Оттек аффинационный 339, 340
— второй 307
— первый 307
Очистка диффузионного сока 130
— сиропа адсорбционная 428, 431
Ошпаривание стружки 104, 105

П

Пар вторичный 216, 220, 222, 224
— греющий 228
— острый 228
— редуцированный 228
— ретурный 215
Паренхимная ткань корнеплода 29
Патока рафинадная 451
Пеногашение 116, 117
Перегретый пар 228
Пересыщение видимое 277, 283
— истинное 283
Песколовушка 64, 65
Печь для регенерации адсорбента 434, 435
— серосжигательная 211
Поверхностное натяжение 428
Поверхностно-активные вещества 117, 359
Полезная разность температур 217, 224, 225
Полигалактуроновая кислота 158
Поля фильтрации 414, 415
Потери сахара неучтенные 250, 341
— учтенные 250, 341
Преддефекация оптимальная 133, 134, 146
— прогрессивная 134, 148
Правило Ле-Шателье 135
Пресс жомовый 120
— рафинадный 453, 454
Прессование жома 119
— рафинадной кашки 452
Пробеливание сахара 308, 311
Пробный кран вакуум-аппарата 299
Промой 183, 384, 410
Пропарка 301
Прорастание корнеплодов свеклы 39, 40
Протоплазма клеток свеклы 30
Пульсирующий шибер 62, 67

Р

Раскачка утфеля 334, 335
Раствор аффинирующий 338

— межкристальный 338
Растворимость извести 135, 136
— сахарозы 270, 279
Рафинадная кашка 452
— патока 451
— пудра 478
Реактор ионообменный 441, 443
Регенерация активного угля 433, 434
Редуцированный пар 228
Рециркуляция стружки (сока) 96
Ротор центрифуги 306, 309, 449

С

Сатуратор 174, 176
Сатурация I 160
— II 188
Сатурационный газ 394, 398
Сахар-аффинад 339
Сахар-песок 313, 317, 318
Сахар-рафинад 419, 420, 421
Сахар-сырец тростниковый 366, 367, 373
Сахар желирующий 479
Сахар жидкий 470, 471, 472
— инвертный 473
— мягкий 479
—помадный 479
— 1-й (2-й, 3-й) рафинадной кристаллизации 447, 463, 464, 468
— I (II, III) продуктовой кристаллизации 448, 463, 464, 468
Сахарная свекла
  густота насаждений 19
  загрязненность 42
  посев, выращивание 17, 18, 19
  севооборот 15
  спелость 20, 21
  уборка 24, 25
  химический состав 30, 31
Сахарный тростник 366, 367
Сахаросушильная установка
  двухбарабанная 314
  многобарабанная 315
с псевдоожиженным слоем 316
Свекловичная стружка 84, 88, 95
Свекловичный сок 89
Свеклонасос 68
Свекломойка 70, 72, 74
Свеклопогрузчик 27
Свеклорезка барабанная 81
— дисковая 80, 82
— центробежная 80, 81
Свеклоукладчик 45, 47
Свеклоэлеватор 76
Сгущение сока выпариванием 214, 220, 233
Сгущенная суспензия сока I (II) сатурации 181, 183

Сернистая кислота 207, 208
Силос для сахара-песка 323
Сироп из сахарного клена 478
— обесцвеченный 432, 441, 442
— сульфитированный 256, 350
Скорость кристаллизации сахара 279
Сладость сахаров 476, 477
Смесь свекловодяная 61
— сокостружечная 95, 105
Сок дефекованный 158 159
— диффузионный 78, 89, 93
— очищенный 206
— сатурационный 188, 206
— свекловичный 89
Сплавная площадка 63
Средний размер кристаллов 319
Стружка свекловичная 84
Суберинизация корнеплодов свеклы 40
Сульфитация сока (сиропа, воды) 206, 209, 210
Схема вентилирования свеклы 50, 51
Схема двухкристаллизационная 269
— трехкристаллизационная 349, 353, 357
— шестикристаллизационная 462, 464
Сушеный жом 124
Сушка сахара-песка 313, 314, 315
— сахара-рафинада 454, 455

Т

Температурный коэффициент pH 345
Термохимическое разложение сахарозы 342
Точка росы 321
Транспортерно-моечная вода 61, 62, 69
Тунельная сушилка для сахара-рафинада 455, 456
Тяжелые примеси 66

У

Уваривание утфеля 296, 329
Увядание корнеплодов свеклы 38
Установка диффузионная 93, 98, 99, 106
Утфелемешалка приемная 349, 351
— кристаллизатор 331, 448
Утфелераспределитель 348, 349
Туфель аффинационный 338
— I (II, III) кристаллизации 296, 326, 327
— продуктовой кристаллизации 447
— рафинадной кристаллизации 447, 449

Ф

Фактор разделения 303, 305
Ферменты 474, 475, 476
Фильтр вакуумный 183

— грависвый 425
— дисковый 213
— листовой 181, 211
— патронный 247, 426
Фильтрационный осадок 186
Фильтрование сока (сиропа) 178, 179, 181, 183
Фильтр-пресс камерный 185
Флокулянт 180

Х

Хвостики свекловичные 75
Хвостикоулавливатель 74, 75
Хранение сахара 320, 323
— свеклы 34, 43

Ц

Цветность сахара 317
Цветушность свеклы 20, 31, 33
Центрифуга непрерывного действия 337, 340
— с пульсирующей выгрузкой сахара 349
— циклического действия 306, 309
Центрифугирование утфеля 306, 304, 335
Циклограмма работы центрифуги 308, 310

Ч

Число Силина 84, 88, 90

Ш

Шведский фактор стружки 97, 108
Шибер регулирующий 67
Щелочность натуральная 190
— оптимальная 170, 171, 195
— эффективная 193

Э

Эквивалентный радиус 108, 110
Экстракция сахара 85, 88
Экстрапар 216
Электрокинетический (ζ) потенциал 203
Эффективность кристаллизации 278
— обесцвечивания 435, 445
— очистки сока 93, 205

РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА

Азрилевич М. Я. Технологическое оборудование свеклосахарных заводов. — 3-е изд., перераб. — М.: Агропромиздат, 1986. — 320 с.

Бобровник Л. Д. Физико-химические основы очистки в сахарном производстве. — Киев: Высшая школа, 1994. — 255 с.

Бугаенко И. Ф. Технохимический контроль сахарного производства. — М.: Агропромиздат, 1989. — 216 с.

Волошин З. С., Макаренко Л. П., Яцковский П. В. Автоматизация сахарного производства. — 2-е изд., перераб. — М.: Агропромиздат, 1990. — 271 с.

Князев В. А. Приемка и хранение сахарной свеклы по прогрессивной технологии. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. — 200 с.

Михатова Г. Н., Каганов И. Н. Расчет продуктов сахарного производства. — М.: Пищевая промышленность, 1973. — 160 с.

Правила по технике безопасности и производственной санитарии в сахарной промышленности. — М.: Пищевая промышленность, 1974. — 120 с.

Производство извести и сатурационного газа/ Н. П. Табунщиков, Э. Т. Аксенов, Р. Я. Гуревич и др. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. — 175 с.

Сорокин А. И. Оборотное водоснабжение сахарных заводов. — М.: Агропромиздат, 1989. — 173 с.

Технологические отклонения в сахарном производстве/ Пер. с чеш./ Под ред. И. Ф. Бугаенко. — М.: Агропромиздат, 1986. — 262 с.

Чернявская А. И., Пустоход А. П., Иволга Н. С. Технохимический контроль сахара-песка и сахара-рафинада. — М.: Колос, 1995. — 384 с.

Шапран В. З. Автоматические линии и автоматы в сахарорафинадном производстве. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. — 232 с.

Beet-sugar Technology. Edited bu R. A. McGinnis. — USA, 1982. — 855 p.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение 3

Часть первая. ВЫРАЩИВАНИЕ И ХРАНЕНИЕ САХАРНОЙ СВЕКЛЫ 10

Глава 1. Возделывание и уборка сахарной свеклы 10

Сахарная свекла как растение 10
Посев и выращивание сахарной свеклы 15
Возделывание сахарной свеклы рассадным способом 22
Сорные растения, вредители и болезни 22
Уборка сахарной свеклы 24
Строение, химический состав и технологические качества сахарной свеклы 28
Контрольные вопросы и задание 34

Глава 2. Приемка и хранение сахарной свеклы 34

Влияние различных факторов на хранение сахарной свеклы 34
Приемка сахарной свеклы 43
Условия хранения сахарной свеклы в кагатах 48
Контрольные вопросы 53

Часть вторая. ПРОИЗВОДСТВО САХАРА-ПЕСКА 54

Глава 3. Общая характеристика свеклосахарного завода 54

Структура производства 54
Принципиальная технологическая схема 57
Контрольные вопросы 60

Глава 4. Подача свеклы в завод и очистка ее от примесей 60

Технологическая схема очистки свеклы от примесей 60
Улавливание примесей из свекловодяной смеси 62
Отмывание корнеплодов свеклы 70
Улавливание обломков свеклы 74
Подъем чистой свеклы и отделение примесей 76
Контрольные вопросы 77

Глава 5. Получение диффузионного сока из свекловичной стружки 78

Схема получения диффузионного сока 78
Получение свекловичной стружки 79
Противоточная теория экстракции (диффузии) 85
Получение диффузионного сока 93
Получение диффузионного сока в колонной диффузионной установке . 93
Получение диффузионного сока в наклонной двухшнековой диффузионной установке 99

Получение диффузионного сока в ротационной диффузионной установке . . . 106
Влияние технологических факторов на процесс диффузии . . . 108
Прессование свекловичного жома . . . 119
Сушка свекловичного жома и использование его на корм скоту . . . 122
Подготовка питающей воды для диффузионного процесса . . . 124
Повышение эффективности работы диффузионных установок . . . 129
Контрольные вопросы . . . 130

Глава 6. Очистка диффузионного сока . . . 130

Принципиальная технологическая схема очистки диффузионного сока . . 130
Преддефекация . . . 133
Цель преддефекации . . . 133
Химическое равновесие в системе известь—вода—сахароза . . . 135
Химические реакции на преддефекации . . . 138
Проведение преддефекации . . . 146
Основная дефекация . . . 153
Цель основной дефекации . . . 153
Химические реакции на основной дефекации . . . 153
Проведение основной дефекации . . . 159
I сатурация . . . 160
Цель I сатурации . . . 160
Осаждение карбоната кальция . . . 161
Влияние некоторых факторов на процесс сатурации . . . 167
Оптимальная щелочность сока I сатурации и способность его к фильтрованию . . . 170
Проведение I сатурации . . . 173
Отстаивание и фильтрование сока I сатурации . . . 178
II сатурация . . . 188
Цель II сатурации . . . 188
Химические реакции на II сатурации . . . 188
Натуральная и эффективная щелочность сока . . . 190
Оптимальная щелочность сока II сатурации . . . 194
Осаждение карбоната кальция на II сатурации . . . 197
Проведение II сатурации . . . 200
Зависимость эффективности очистки диффузионного сока от расхода извести . . . 203
Сульфитация сока II сатурации . . . 206
Фильтрование сока II сатурации . . . 211
Контрольные вопросы . . . 214

Глава 7. Сгущение сока выпариванием . . . 214

Основы сгущения сока . . . 214
Сгущение сока в выпарных установках . . . 220
Классификация выпарных установок . . . 220
Принцип действия четырехкорпусной выпарной установки . . . 222
Принцип действия пятикорпусной выпарной установки . . . 233
Сгущение сока в комбинированной выпарной установке с пленочно-прямоточными аппаратами . . . 236
Влияние некоторых факторов на работу выпарной установки . . . 239
Химические изменения, происходящие в соке при выпаривании . . . 241
Фильтрование сиропа и осветление его в поле центробежных сил . . . 246
Потери сахарозы в сокоочистительном отделении . . . 250

Контрольные вопросы и задания 251

Глава 8. Технологические схемы сокоочистительного отделения 251

Контрольные вопросы и задания 267

Глава 9. Кристаллизация сахара 268

Цель и принципиальная схема кристаллизации 268
Основы теории кристаллизации сахарозы 270
Влияние некоторых факторов на рост кристаллов 283
Уваривание утфеля I кристаллизации 296
Центрифугирование утфеля I кристаллизации 303
Сушка, охлаждение и хранение сахара-песка 313
Контрольные вопросы 326

Глава 10. Переработка оттеков утфеля I кристаллизации 326

Уваривание и центрифугирование утфеля II кристаллизации 326
Уваривание и центрифугирование утфеля III кристаллизации 327
Аффинация сахара последней кристаллизации и получение клеровки 338
Потери сахара при уваривании утфелей и по заводу в целом 341
Технологические схемы продуктового отделения 348
Получение и использование мелассы 360
Контрольные вопросы 366

Глава 11. Получение тростникового сахара-сырца и его переработка на свеклосахарных заводах 366

Получение тростникового сахара-сырца 366
Состав и свойства тростникового сахара-сырца 373
Получение сахара-песка из тростникового сахара-сырца 380
Контрольные вопросы 393

Глава 12. Обжиг известнякового камня и получение извести и сатурационного газа 393

Получение извести и сатурационного газа 393
Очистка и охлаждение сатурационного газа. Свойства оксида и диоксида углерода 403
Гашение извести и приготовление известкового молока 408
Контрольные вопросы 411

Глава 13. Обеспечение сахарного завода водой и паром 411

Оборотное водоснабжение завода 411
Обеспечение завода греющим паром и электроэнергией 416
Контрольные вопросы 418

Часть третья. ПРОИЗВОДСТВО САХАРА-РАФИНАДА 419

Глава 14. Общая характеристика сахарорафинадного производства 419

Основные виды сахара-рафинада 419
Принципиальная технологическая схема получения сахара-рафинада 421
Контрольные вопросы и задания 423

Глава 15. Получение и обесцвечивание рафинадных сиропов 423

Приготовление сиропов 423
Обесцвечивание сиропов активным углем 427
Обесцвечивание сиропов ионообменными смолами 436
Контрольные вопросы 446

Глава 16. Кристаллизация, прессование, сушка и фасование сахара-рафинада 446
Уваривание утфелей 446
Центрифугирование утфелей и промывание сахара 448
Обесцвечивание и сгущение рафинадной патоки 451
Прессование и сушка сахара-рафинада 452
Контрольные вопросы 457
Глава 17. Получение прессованного сахара-рафинада на автоматизированных линиях 457
Контрольные вопросы 462
Глава 18. Технологические схемы получения сахара-рафинада 462
Технологическая схема переработки сахара-песка в сахар-рафинад 462
Технологическая схема переработки тростникового сахара-сырца в сахар-рафинад 467
Технологическая схема получения жидкого сахара 470
Технологическая схема получения глюкозно-фруктозных сиропов 474
Способы получения специальных видов сахара 478
Контрольные вопросы 480
Глава 19. Обеспечение сахарорафинадного завода водой и паром 480
Контрольные вопросы 482
Предметный указатель 483
Рекомендуемая литература 491

Учебное издание

САПРОНОВ АЛЕКСЕЙ РОМАНОВИЧ

ТЕХНОЛОГИЯ САХАРНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Учебник для вузов

Художественный редактор *В. А. Чуракова*
Технический редактор *Т. Я. Белобородова*
Корректор *Л. А. Котова*

Лицензия № 010159 от 06.03.97 г.

Сдано в набор 25.02.98. Подписано в печать 17.06.98. Формат 60×88¹/₁₆.
Бумага офсетная № 1. Гарнитура Таймс. Печать офсетная. Усл. печ. л. 30,38.
Усл. кр.-отт. 30,62. Уч.-изд. л. 33,16. Тираж 2000 экз. (допечатка). Изд. № 108.
Заказ № 342 «С» № 171.

Государственное унитарное предприятие
ордена Трудового Красного Знамени издательство «Колос»,
107807, ГСП-6, Москва, Б-78, ул. Садовая-Спасская, 18.

Типография ОАО «Внешторгиздат»,
127576, Москва, Илимская, 7.

ISBN 5-10-003073-9

