

Об оптимизации технологии на отдельных стадиях производства сахара

С.В. КРУГЛИК, зам. директора по техническому развитию и производству (e-mail: kruglik_s_v@mail.ru)
ООО «КУРСКСАХАРПРОМ»

Введение

Технологическая оптимизация процессов на отдельных стадиях производства сахара с учётом качества сырья на основе производственных исследований позволяет на 70 % решить задачи уменьшения расхода топлива без теплоэнергетических мероприятий, снижения известкового камня, а также повысить эффективность свеклосахарного производства (выход сахара) и улучшить качество готовой продукции.

Исследование и методы оптимизации

I. Оптимизация технологии известково-углекислотной очистки сока

В настоящее время известно более 100 вариантов схемы известково-углекислотной очистки сока, но ни одна из них не является оптимальной. Поэтому можно вести речь только о приближении параметров к оптимальным, т. е. об оптимизации схемы, которая должна решать следующие основные задачи.

1. На предварительной дефекации добиваться не только максимального осаждения высокомолекулярных соединений (ВМС – пектиновых веществ, белков, декстрана), редуцирующих веществ (РВ), нерастворимых солей кальция некоторых органических кислот (фосфорной, щавелевой, лимонной), но и образования коагулянта (осадка), структура которого была бы достаточно устойчивой к разрушающему действию ионов кальция в условиях высоких значений щёлочности и температуры на основной дефекации.

Сок II сатурации и сироп с меньшей цветностью можно получить, когда ППД проводится при температуре 30–40 °С. Однако в этом случае невозможно использовать тепло уфельных паров и их конденсатов. Поэтому ППД проводят в тёплом режиме при температуре 55–60 °С.

2. На основной дефекации следует стремиться к максимальному разложению амидов кислот, солей аммония, редуцирующих веществ; омылению жиров; доосаждению органических кислот, а также созданию избытка извести для получения достаточного количества СаСО₃ на первой сатурации. В процессе очистки осаждается примерно 30 % катионов от общего их количества и 40 % анионов безазотистых кислот диффузионного сока.

Разложение РВ связано с образованием новых несахаров (красящих веществ и органических кислот), поэтому основополагающим принципом их разрушения является проведение этого процесса до выпарной станции, а именно в ходе очистки. В этом случае предоставляется возможность удалить примерно половину образовавшихся красящих веществ и неокрашенных соединений на карбонате кальция. Если разложение РВ будет осуществляться на выпарной станции, то все несахара, включая красящие вещества, образовавшиеся при разложении РВ, перейдут в сок. Из этих соображений содержание РВ очищенного сока не должно превышать 0,02 %. Такой сок считается термоустойчивым, т. е. при сгущении его качество существенно не ухудшается. Для уменьшения количества красящих веществ в соке, образующихся в процессе разложения РВ, его разложение на ППД должно быть минимальным.

Максимальное разложение амидов (глутамина и аспарагина) также важно провести в процессе очистки. Общепринятая технология позволяет осуществить это только на 50 %. Для полного их разложения длительность основной дефекации должна быть не менее 50 минут. Амиды, как правило, разлагаются на первых двух корпусах выпарной станции, что связано со снижением рН сока в результате разложения сахарозы и образованием РВ и соответственно красящих веществ.

Аминокислоты, содержащиеся в диффузионном соке, в процессе очистки практически не изменяются. Из них в реакции меланоидинообразования принимают участие главным образом глицин и лизин.

Реакция разложения на дефекации зависит от трёх важнейших факторов: температуры, продолжительности и рН. Кроме того, значение рН зависит не только от температуры, но и от количества добавляемой извести. При расходе извести 1,4–1,5 % величина рН достигает 12,2 и при дальнейшем увеличении СаО рН практически не изменяется.

Недостаточная длительность холодной дефекации при одной и той же длительности горячей дефекации не влияет на фильтрационные свойства сока I сатурации, однако в значительной мере сказывается на цветности получаемого сиропа. Сокращение длительности горячей дефекации до 10 минут позволяет

получить сок с удовлетворительными фильтрационными свойствами, но качество сиропа при этом снижается, особенно при малой длительности холодной ступени основной дефекации.

При температуре первой ступени основной дефекации свыше 50 °С наблюдается снижение скорости фильтрации сока I сатурации за счёт продуктов щелочного разложения редуцирующих веществ. Экспериментально установлено, что разложение 0,25 % РВ диффузионного сока вызывает ухудшение величины фильтрации на 30 %; 0,5 % – на 70 %; 1 % – на 200 %. Для поддержания температуры холодной ступени основной дефекации не более 50 °С необходимо возвращать на ППД суспензию сока I и II сатурации.

3. Задачей I сатурации является образование в очищенном растворе осадка CaCO_3 и адсорбция на его поверхности несахаров, так как этот осадок обладает высокой адсорбционной способностью, которая в суммарном эффекте удаления несахаров занимает важное место.

При щёлочности 0,11–0,12 % СаО наблюдается максимальный эффект удаления несахаров. С увеличением расхода извести повышается эффект очистки. Так, при увеличении рН с 10,7 до 11,1 он возрастает с 32 до 36 %.

На I сатурации температура не оказывает существенного влияния на количество удаляемых в процессе очистки несахаров. Снижение температуры с 90 до 70 °С приводит к увеличению эффекта очистки примерно на 2 % за счёт образования (при более низкой температуре) более дисперсного (мелкого) осадка, имеющего большую поверхность и большую адсорбционную способность, но в дальнейшем это связано с негативными последствиями на станции фильтрации.

Продолжительность I сатурации значительно влияет на эффект удаления несахаров. В течение более короткого времени сатурации получается более дисперсный осадок с большей поверхностью адсорбции. Однако в этом случае вследствие малой растворимости $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (при высокой температуре) суспендированные частички СаО будут полностью превращены в CaCO_3 в течение только определённого времени и при хорошем перемешивании с 6–7-кратностью. Медленная сатурация, низкое содержание CO_2 и высокое содержание кислорода в сатурационном газе ухудшает качество сока вследствие окисления сахарозы в щелочной среде, приводя к образованию дополнительного количества окрашенных веществ и растворимых солей кальция. В настоящее время длительность сатурации принята 10 минут, так как при меньшем времени протекания процесса трудно выдержать требуемую щёлочность сока.

Дефекация перед II сатурацией является эффектив-

ным способом повышения термоустойчивости сока. Дополнительная обработка сока I сатурации известью и последующая сатурация положительно сказываются на фильтрационных свойствах сока II сатурации, что особенно важно при переработке свёклы ухудшенного качества. Образующийся при этом мелкодисперсный осадок CaCO_3 способствует более полному удалению неосаждённых ранее ВМС.

Количество удаляемых несахаров на II сатурации с использованием перед ней дефекации составляет примерно 5 %, что примерно в 3 раза меньше, чем на ППД. Также следует иметь в виду, что она проводится при более низком значении рН, т. е. в условиях менее благоприятных, чем для удаления несахаров на I сатурации, где величина рН значительно выше. Поэтому стремление увеличить расход извести на дефекацию перед II сатурацией при переработке свёклы нормального качества необоснованно и не даёт дополнительного эффекта.

4. Цель II сатурации – достижение оптимальной (эффективной) щёлочности, когда все ионы бикарбоната переходят в карбонаты, содержание солей кальция в соке минимально и обеспечено получение сиропа с выпарной установки с рН 8,0–8,5. Титруемая щёлочность при этом составляет примерно 0,02 % СаО, или рН 9,2–9,5.

Адсорбция несахаров на карбонате кальция наиболее полно происходит на I сатурации при рН 10,8–11,4, а осаждение солей кальция на II сатурации – при рН 9,2–9,5.

Величина оптимальной щёлочности зависит от величины натуральной щёлочности. Если натуральная щёлочность перерабатываемой свёклы низкая, то и величина оптимальной щёлочности сока II сатурации будет, естественно, низкой. Поэтому лучше поддерживать щёлочность на 0,003 % выше оптимальной.

Температура сока II сатурации должна быть не ниже 95 °С. В этом случае образуется осадок с более крупными частицами, что облегчает процесс фильтрации.

5. Актуальной задачей для сахарных заводов является снижение расхода извести на очистку сока, который зависит от качества перерабатываемой свёклы, а также применяемой схемы очистки и оборудования станции фильтрации.

Известно, что при известково-углекислотной очистке даже в случае сверхнормативного расхода извести невозможно полностью удалить несахара сока. Удаляется только их определённая часть, которая составляет не более 40 % от общего их количества (эффект очистки).

Адсорбция несахаров карбонатом кальция (CaCO_3) описывается уравнением Фрейндлиха, если осуществлять расчёт по количеству удаляемых несахаров.

Уравнение (1) позволяет определить расход извести на очистку сока исходя из количества несахаров в диффузионном соке:

$$\frac{a}{m} = 0,651 \cdot C^{0,3}, \quad (1)$$

где a/m – количество адсорбированного вещества на единицу массы адсорбента;

C – концентрация адсорбента в растворе.

Порядок расчёта расхода извести на очистку сока по уравнению (2) следующий.

Вначале по концентрации сухих веществ (СВ) и содержанию сахарозы (СХ) в диффузионном соке рассчитывают количество несахаров ($НСХ = СВ - СХ$), которое может быть максимально удалено из диффузионного сока при эффекте очистки 40 %.

Допустим, что количество несахаров в диффузионном соке составило 2,10 %, тогда вычисляем, сколько максимально может быть удалено несахаров:

$$НСХ_{\text{max удал.}} = 2,10 \cdot 40/100 = 0,840 \%. \quad (2)$$

Задаваясь эффектом очистки (исходя из технической оснащённости станции очистки), к примеру 32 %, рассчитываем, сколько на дефекационной будет удалено несахаров:

$$НСХ_{\text{удал.}} = 0,84 \cdot 32/40 = 0,674 \%. \quad (3)$$

Разница между $НСХ_{\text{max удал.}}$ и $НСХ_{\text{удал.}}$ свидетельствует, что в растворе ещё находятся удаляемые несахара в количестве 0,166 %:

$$0,840 - 0,674 = 0,166 \%. \quad (4)$$

Так как величина 0,674 % – это a , а величина 0,166 % – это C , то, подставив их в уравнение (5), рассчитаем расход извести (m) на очистку сока:

$$m = a / 0,651 \cdot C^{0,3} = 0,674 / 0,651 \cdot 0,166^{0,3} = 1,78 \% \text{ к м. св.} \quad (5)$$

Уравнением (5) рекомендуется пользоваться для оперативного контроля расхода извести на очистку диффузионного сока в течение всего производственного сезона, т. е. сопоставлять по заданному эффекту очистки расчётный и фактический расход извести.

Минимизации расхода извести на очистку сока можно достичь путём:

1) обеспечения тщательной подготовки известкового молока с содержанием в нём СаО не менее 270–310 г/л при плотности 1,19–1,22 г/см³ и предупреждения перерасхода его на очистку за счёт автоматизации системы дозирования;

2) более тщательной отмывки свёклы, способствующей в первую очередь снижению в твёрдом балласте песка, в диффузионном соке – растворимых кремниевых соединений, улучшению фильтрационных свойств очищенного сока;

3) использования для обессахаривания суспензии сока I сатурации камерных фильтров, которые способны отделить фильтрационный осадок с более низкими фильтрационными свойствами, полученными при очистке сока с меньшим расходом извести;

4) исключения или сведения к минимуму возврата на предварительную дефекацию сока I сатурации, так как это способствует уменьшению продуктового верстата и снижению расхода извести на 0,25–0,30 % к массе свёклы;

5) максимального снижения откачки диффузионного сока, способствующей снижению расхода известкового молока;

6) постоянного контроля соотношения расчётного и фактического расхода известкового молока;

7) исключения падения уровня сока в напорных сборниках меньше нижнего предела, используя для фильтрования всё оборудование, когда на большой поверхности фильтрования сопротивление фильтрующей перегородки будет меньше;

8) снижения расхода извести на дефекации перед второй сатурацией в 1,5–2 раза за счёт рационального регламента на предварительной и основной дефекации, способствующего минимальному содержанию в соке аминокислот, продуктов разложения инвертного сахара, пектиновых веществ, которые образуют растворимые соли кальция.

Основные причины повышенного содержания солей кальция в соке

1. Высокое содержание в диффузионном соке аминокислот, продуктов разложения инвертного сахара и пектиновых веществ (из-за нарушения технологического регламента), которые образуют растворимые соли кальция.

2. Использование барометрической воды на выпарной станции.

3. Высокая щёлочность или пересатурирование сока II сатурации, при сульфитации которого в обоих вариантах наблюдается повышенное содержание солей кальция по следующим причинам.

В процессе сульфитации сока диоксид серы, взаимодействуя с водой, образует сернистую кислоту

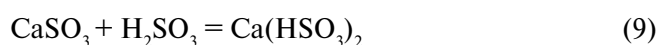


которая диссоциирует в две ступени с образованием ионов HSO_3^- и SO_3^{--} , где обесцвечивающим действием обладают только первые в интервале рН от 4,5 до

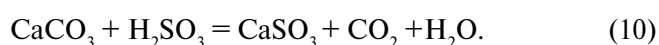
9,0. При pH сока свыше 9,0 в растворе присутствуют только ионы SO_3^{--} , а ионы HSO_3^- полностью отсутствуют.



Если сок II сатурации не отсатурирован до оптимальной щёлочности или плохо отфильтрован, то при сульфитации будет наблюдаться растворение находящегося в осадке сульфита кальция с образованием более растворимого гидросульфита кальция



и карбоната кальция



Растворимость сульфита кальция примерно в 10 раз больше растворимости карбоната кальция, что приводит к увеличению солей кальция в соке. Образовавшиеся при сульфитации растворимые соли кальция затем выпадают в осадок на выпарной станции при выпаривании сока, так как их растворимость с повышением концентрации сахарозы снижается.

Следовательно, если щёлочность сока II сатурации будет выше оптимальной величины, т. е. в растворе будет присутствовать свободный $\text{Ca}(\text{OH})_2$, то это неизбежно приведёт к увеличению растворимых солей кальция в растворе и выпадению их в осадок на выпарной установке. Из этого следует, что при переработке свёклы нормального качества не следует оставлять на II сатурации щёлочность выше оптимальной (когда содержание солей кальция в соке составляет минимальную величину и которая обеспечивает нормальную сульфитацию сока и получение сиропа с выпарки с pH 8,0–8,5) и затем проводить сульфитацию.

Исключением из этого правила является переработка свёклы с низкой натуральной щёлочностью, которая служит причиной получения кислого сиропа с выпарной станции вследствие инверсии сахарозы. Поэтому в данном случае необходимо держать более высокую щёлочность сока II сатурации, сознательно идя на увеличение растворимых солей кальция в соке или применять различные способы для их снижения.

4. Ведение процесса II сатурации при температуре ниже 95 °С (непосредственно в аппарате). По своей структуре размер частичек осадка на II сатурации гораздо меньше, чем на I, поэтому для улучшения фильтрационных свойств осадка необходимо поддерживать температуру сока выше 95 °С, так как с увеличением температуры увеличивается размер частичек осадка и лучше проходит процесс фильтрации.

5. Поступление на сульфитацию мутного сока с содержанием в фильтрате частиц осадка CaCO_3 из-за нарушения процесса очистки сока или фильтровальной ткани.

Наиболее доступные способы снижения солей кальция в соке

1. Повышение величины натуральной щёлочности сока II сатурации.

При переработке свёклы с низкой натуральной щёлочностью получить сироп со щелочной реакцией можно тремя способами:

а) сок II сатурации сатурировать до более высокой щёлочности (0,03 % CaO , что примерно на 0,005–0,01 % выше оптимальной). То есть в этом случае оставляют часть свободной извести в виде $\text{Ca}(\text{OH})_2$, что увеличивает концентрацию растворимых солей кальция, которые с большой вероятностью могут выпасть при сгущении сока, но это позволяет избежать получения кислых сиропов;

б) перед II сатурацией добавить в сок каустическую соду (NaOH), которая в процессе сатурации превращается в кальцинированную соду (Na_2CO_3). При этом расход каустической соды будет в два раза больше, чем кальцинированной. Соду можно добавлять как перед сатурацией, так и после неё. Эффективность в обоих случаях будет одинаковой.

Если сода добавляется в смеси с тринатрийфосфатом (Na_3PO_4), то эту смесь следует вводить только после сатурации, так как её назначение – снижать соли кальция, в первую очередь за счёт тринатрийфосфата, кальцевые соли которого практически не откладываются на греющей поверхности выпарной станции. Добавление каустической и кальцинированной соды, а также тринатрийфосфата можно рассматривать как способ получения щелочного сиропа с уменьшенным содержанием солей кальция. Этот способ, в сравнении с описанным выше, позволяет получить более термоустойчивый сок с меньшим отложением солей кальция на выпарной станции. Однако следует учитывать, что эти реагенты являются сильными мелассообразователями;

в) перед II сатурацией вместо соды вводится часть MgO , сок пересатурируют до щёлочности 0,01 % CaO , и после сатурации, перед фильтрованием, вводится оставшаяся часть MgO .

В этом способе роль катиона Na^+ заменяет катион Mg^{++} . Способ позволяет примерно на 50 % снизить содержание солей кальция в соке. Вводимый катион Mg^{++} является слабым мелассообразователем, что способствует получению чистоты мелассы на 2 единицы ниже, чем при использовании катиона Na^+ . Расход окиси магния составляет 0,25 кг на 1 т свёклы, т. е. такой же, что и кальцинированной соды.

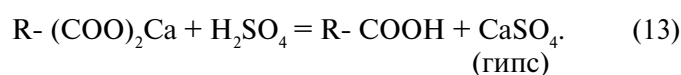
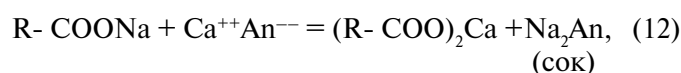
Исследованиями М.Т. Губеро установлено, что для

достижения 70%-го эффекта удаления солей кальция на 1 м³ сока требуется: NaOH – 620 г, Na₂CO₃ – 520 г, MgO – 400 г.

2. Умягчение сока при помощи ионообмена.

Наиболее эффективным является один из способов Грилуса и TASCRO, где исключён сброс регенерационных стоков на очистные сооружения.

Сущность способа умягчения сока и регенерации катионообменной смолы описывается следующими уравнениями:



Раствор гипса вместе с питательной водой поступает в диффузионную установку. Однако следует учитывать, что при температуре свыше 65 °С гипс выпадает в виде осадка в трубопроводах.

II. Оптимизация технологи при выпаривании сока

Процесс выпаривания вызывает ряд химических изменений в составе сока, оказывающих влияние на его качество и эффективность работы выпарной станции.

Разложение сахарозы. Количество разложившейся сахарозы зависит от времени выпаривания, концентрации сухих веществ и температуры. Ниже в качестве примера приведены данные, полученные при нагревании 15%-го сахарного раствора в течение 1 часа при различной температуре.

Температура, °С	80	90	100	110	120	125
Количество разложившейся сахарозы, %	0,0373	0,0667	0,0961	0,1362	0,2582	0,5206

При переработке свёклы нормального качества и хорошей работе выпарной станции потери сахара от разложения не превышают 0,1 %.

Помимо этого, потери сахара при выпаривании могут быть обусловлены:

- уносом капель сока с паром. В последних корпусах он выше, так как в них выше скорость движения сокового пара;

- пенением сока. В этом случае выпаривание ухудшается, поскольку пена покрывает поверхность выпаривания и пригорает;

- перебросом сока, что чаще встречается в последних корпусах выпарной установки, где вследствие более высокой концентрации сухих веществ и вязкости в нижней части корпуса наблюдается скопление пузырьков воздуха, что приводит к резкому повышению уровня сока в аппарате и перебросу сока;

- негерметичностью паровой камеры, когда возможно соприкосновение сока с греющим паром.

Повышение цветности сока. Нарастание цветности сока при выпаривании происходит за счёт щёлочно-термического разложения и карамелизации сахарозы, а также других процессов, в частности реакции Майяра, в результате которой образуются сильно окрашенные азотсодержащие вещества меланоидины. Высокому нарастанию цветности способствует плохая циркуляция в корпусах, высокий уровень сока и длительное его пребывание в корпусах. Это негативное явление наблюдается при сгущении сока пониженного качества, особенно при высоком содержании в нём РВ, а также если сок обрабатывался на дефекосатурации недостаточным количеством извести при низкой температуре и в течение недостаточного времени. Сгущение сильнощелочного сока тоже может быть причиной интенсивного нарастания цветности. Только при хорошей обработке сока на дефекосатурации с последующей его сульфитацией можно получить сироп с выпарной станции с нормальной цветностью.

Изменение щёлочности сока. Понижение щёлочности связано с разложением амидов до аминокислот, на нейтрализацию которых расходуется щёлочность сока. Образующийся при этом аммиак поступает с соковым паром в греющую камеру и является неконденсирующим газом.

Повышается щёлочность в тех случаях, когда сок II сатурации пересатурирован и содержит кислые соли Ca(HCO₃)₂ и KHCO₃, при разложении которых образуется CO₂ (неконденсирующийся газ) и образуются соли, дающие щелочную среду.

Образование осадков. С повышением концентрации сухих веществ в соке растворимость солей CaSO₄ и CaSO₃ снижается, и они выпадают в осадок. При поступлении на выпарную установку пересатурированного сока II сатурации происходит разложение бикарбоната кальция Ca(HCO₃)₂ и образование CaCO₃, который выпадает в осадок. Плохо отфильтрованный (мутный) сок также способствует «загоранию» корпусов выпарной станции.

Ингибиторы – это химические соединения, предназначенные для предупреждения загорания выпарной установки. Механизм их действия зависит от химической природы соединений.

Поверхностно-активные вещества (ПАВ) обволакивают ультрамикророзродыши накипи, гидрофибизи-

руют их поверхность и тем самым препятствуют дальнейшему росту кристаллов.

Хелатообразующие соединения образуют растворимые комплексные соединения с катионами солей жёсткости и этим препятствуют отложению накипи.

Стабилизаторы солей жёсткости (органические фосфаты) образуют на поверхности микрокристаллов накипи адсорбционно-химические соединения, которые затрудняют агломерацию кристаллов и прекращают их рост.

Известно, что количество накипи на выпарной станции составляет 1–4 г на 1 т переработанной свёклы. Её величина зависит от качества свёклы и воды, используемой для технологических целей; скорости циркуляции сока в корпусах; удельного напряжения поверхности нагрева и конструктивных особенностей аппаратов; длительности производства без очистки корпусов; химической структуры накипи, влияющей на теплопроводность; концентрации сухих веществ сока в корпусах; способа очистки сока.

При сгущении сока на поверхности теплообмена образуется примерно 200 мг осадка на 1 кг несахаров очищенного сока, причём 80 % его осаждается на поверхности нагрева корпусов, а 20 % находится во взвешенном состоянии в виде шлама.

Количество накипи, отлагающейся в корпусах выпарной станции, выглядит следующим образом: I ступень – до 15 %; II ступень – 25–30 %; III ступень 40–50 %; IV ступень – до 10 %. При одинаковой толщине слоя накипи снижение коэффициента теплопередачи на I ступени более значительное, чем на IV. Поэтому к очистке выпарной станции целесообразно приступать, когда толщина осадка на I ступени составляет не более 0,5 мм, а на IV – не более 3 мм.

При сравнительно небольшом увеличении скорости циркуляции сока (до 1,1 м/с) количество отлагающейся накипи на поверхности нагрева уменьшается примерно в 2 раза. Увеличение скорости до 3 м/с ощутимого результата не даёт. По длине трубки накипь отлагается неравномерно, на экономайзерном участке её в 2–3 раза меньше, чем на испарительном.

Влияние скорости циркуляции различно для накипеобразователей с отрицательным и положительным значением коэффициента растворимости. Основные накипеобразователи имеют следующие знаки коэффициента растворимости: CaC_2O_4 и CaSiO_3 – отрицательный, CaCO_3 – положительный.

Накипеобразователи с отрицательным коэффициентом растворимости выпадают на поверхности нагрева и требуют наибольшей скорости циркуляции, обеспечивающие их вынос за пределы кипятильной трубки. Накипеобразователи с положительным коэффициентом растворимости выпадают в толщине жидкости, и поэтому уже сравнительно небольшие

скорости потока могут предотвратить их пригорание к поверхности нагрева.

Особенно вредны с точки зрения воздействия на теплопередачу кальциевые соли кремниевой кислоты, которые отличаются наиболее твёрдой накипью и равномерно отлагаются по всем корпусам выпарной станции, но иногда их содержание увеличивается в последних корпусах.

Содержание полуторных окислов (F_2O_3 , Al_2O_3) наблюдается, как правило, в накипи первых корпусов. Растворимость полуторных окислов зависит от щёлочности среды и для сахарных растворов выражается следующими значениями:

щёлочность сока, % CaO	растворимость окислов, мг/л
0,076	42,0
0,037	24,0
0,00	12,2

Карбонат кальция (CaCO_3) также содержится в накипи первых корпусов выпарной станции. Его растворимость ниже, чем других солей, входящих в состав накипи, поэтому образующийся CaCO_3 (вследствие разложения в первых корпусах бикарбоната кальция $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$) сразу же выпадает из раствора в осадок. Как отмечалось ранее, растворимость CaCO_3 с повышением концентрации сухих веществ уменьшается, а с повышением температуры увеличивается.

Более сложные закономерности наблюдаются по щавелевокислороду кальцию. Содержание этой соли резко увеличивается со II ступени по направлению к последним корпусам, иногда достигая 40 % к общей массе накипи. При концентрации сухих веществ сиропа 50 % растворимость щавелевокислой соли близка к нулю, при этом температура не оказывает существенного влияния на её растворимость. Соли щавелевой кислоты образуются на выпарной станции при разложении амидов, распад которых недостаточно полно был осуществлён на дефекосатурации.

Гипсовая накипь в виде CaSO_3 и CaSO_4 имеет тенденцию к накоплению в большем количестве на последних корпусах, так как с повышением концентрации сухих веществ сиропа снижается растворимость этих солей. Средняя плотность накипи на выпарной станции составляет 2,2 кг/м³, при этом чем меньше плотность накипи, тем меньше коэффициент её теплопередачи, т. е. аморфные отложения накипи, с точки зрения теплопередачи, опаснее кристаллических. Так, гипсовая накипь имеет теплопроводность 1,5–2,0 Вт/м К, а пористая – не выше 0,5–0,8 Вт/м К.

III. Оптимизация технологии уваривания и кристаллизации утфелей

Оптимальный режим уваривания утфелей предполагает обеспечение минимального времени уваривания и минимального расхода пара при равновесии скоростей выпаривания воды в аппарате и кристаллизации сахара. Такой режим предполагает в том числе проведение всего процесса уваривания утфелей в метастабильной области пересыщения в отсутствие повторного кристаллообразования (без образования муки). Осуществление данного процесса возможно при условии, что во все периоды варки в аппарате на 1 кг сахара в пересыщенном состоянии должно приходиться 60 м² суммарной поверхности растущих кристаллов. Это условие можно выполнить только при многоступенчатом проведении процесса кристаллизации сахара, когда на каждой ступени средний размер кристаллов изменяется только в определённых пределах. При этом кратность кристаллизации рассчитывается из условия, что начальной суспензией, используемой для закладки кристаллов, является паста со средним размером 7–10 мкм. Зависимость размера кристаллов сахара от чистоты утфеля, кратности и очерёдности кристаллизации, базирующаяся на рациональном расходе топлива для достижения ожидаемых результатов, показана в табл. 1.

Из таблицы видно, что при рациональном расходе топлива по двухпродуктовой схеме можно получить готовую продукцию с размером кристаллов не более 0,3–0,4 мм, а по трёхпродуктовой – со средним размером кристаллов, т. е. 0,6–0,7 мм. Важно, чтобы в означенном регламенте получения готовой продукции с использованием затравочной пасты и маточного утфеля уделялось должное внимание их дозировке.

Единое уравнение для расчёта затравки при получении холодного кристаллизата, маточного утфеля, I, II, III продуктовых утфелей выглядит следующим образом:

$$V_3 = \frac{V_{\text{пасты}} \cdot M_y \cdot K \cdot d^3}{100 \cdot M_{\text{с.п.}} \cdot D^3}, \quad (14)$$

где V_3 – объём затравочной пасты, л;
 $V_{\text{пасты}}$ – объём получаемой пасты, л;
 M_y – масса получаемого утфеля, кг;
 $M_{\text{с.п.}}$ – масса сахара пасты, кг;
 K – содержание кристаллов в готовом утфеле, %;
 d^3 – размер частиц пасты, мм;
 D – размер кристаллов готового утфеля, мм.

На современных сахарных заводах параметры полученной пасты составили:

$V_{\text{пасты}} = 5,145$ л; $M_{\text{с.п.}} = 1,82$ кг.

Тогда уравнение принимает упрощённый вид:

$$V_3 = \frac{0,002827 \cdot M_y \cdot K \cdot d^3}{100 \cdot M_{\text{с.п.}} \cdot D^3}. \quad (15)$$

Исходными данными для расчёта дозировки маточного утфеля (M_m) является масса утфеля в вакуум-аппарате (M_y), в котором он варится, содержание в нём кристаллов (K), содержание кристаллов в маточном утфеле (K_m), средний размер кристаллов основного утфеля (D), средний размер кристалла маточного утфеля (d).

Расчётное уравнение для определения количества маточного утфеля в килограммах, которое необходимо ввести в вакуум-аппарат при уваривании основного утфеля, имеет следующий вид:

$$M_m = \frac{M_y \cdot K \cdot d^3}{K_m \cdot D^3}. \quad (16)$$

Таблица 1. Сравнительная таблица зависимости размера кристалла от чистоты утфельных масс

Кристалло-структура утфеля	Чистота утфеля, %	Необходимая кристаллическая основа и очерёдность кристаллизации				Размер кристаллов производственного утфеля, мм	Кратность кристаллизации
		Паста (Слурри) $d = 0,008-0,01$ мм	Холодный кристаллизат $d = 0,01$ мм	Маточный утфель I $d = 0,2-0,3$ мм	Маточный утфель II $d = 0,5-0,6$ мм		
1	2	3	4	5	6	7	8
Утфель I							
Мелкий кристалл	90–94	+	+			0,3–0,4	2
Средний кристалл	90–94	+	+	+		0,6–0,7	3
Крупный кристалл	90–94	+	+	+	+	0,9–1,0	4
Утфель II	83–87	+	+	+		0,5–0,6	3
Утфель III	75–77	+	+			0,2–0,3	2

Примечание. Знак «+» указывает на положительную зависимость в ходе проведения лабораторных исследований.

Потери сахара в мелассе зависят от её количества, содержания в ней сахара и несахаров. Оба этих показателя, в свою очередь, зависят от качества перерабатываемой свёклы и диффузионного сока. Чем ниже чистота диффузионного сока, тем больше в нём несахаров, больше выход мелассы и выше потери сахара в ней. Изменение чистоты диффузионного сока на 1 % приводит к изменению содержания сахара в мелассе на 0,15 %, т. е. качество свёклы оказывает решающее влияние на выход готовой продукции. Зависимость ожидаемого минимального содержания сахара в мелассе от чистоты диффузионного сока (при эффекте кристаллизации 32,5 % и эффекте очистки, рассчитанного по уравнению $\Theta = 0,01 \cdot \text{Ч}_{\text{д.с.}}^2 - 0,44$) показана в табл. 2.

Таблица 2. Потери сахара в мелассе в зависимости от чистоты диффузионного сока

Чистота диффузионного сока, %	Эффект очистки диффузионного сока, %	Чистота сиропа, %	Чистота мелассы, %	Потери сахара в мелассе, % к массе свёклы
84	26,6	87,8	55,3	2,37
85	28,5	88,8	56,3	2,22
86	29,1	89,7	57,2	2,13
87	31,7	90,3	58,3	1,99
88	33,4	91,3	58,8	1,89
89	35,2	92,6	60,1	1,72
90	37,0	93,5	61,0	1,58
91	38,8	94,3	61,8	1,43

Кроме того, снижение содержания сахара в мелассе достигается:

- за счёт уваривания утфелей при пониженной температуре, при которой растворимость сахарозы ниже, что приводит к снижению содержания сахара в межкристалльном растворе;

- поддержания сухих веществ, чистоты, содержания кристаллов в утфеле на оптимальном уровне, исходя из параметров нормативной мелассы;

- доведения сваренного утфеля в процессе его кристаллизации до оптимальных параметров перед центрифугированием. При снижении концентрации сухих веществ перед центрифугированием ниже оптимальной величины на 1 % потери сахара в мелассе возрастают на 0,15 % к массе свёклы;

- недопущения снижения концентрации сухих веществ утфеля при пропаривании вакуум-аппарата не более 0,5 %;

- выдерживания кристаллоструктуры сваренного утфеля I на уровне 0,5–0,7 мм. Более крупные кристаллы имеют меньшую поверхность, в результате чего уменьшается количество выкристаллизовавшегося сахара. Мелкие кристаллы, которые содержат

большее количество сахара, затрудняют процесс отделения оттока при центрифугировании, а также могут через сито попадать в отток, повышая его чистоту. При увеличении среднего размера кристаллов сахара на 0,05 мм концентрация сухих веществ отделяемой мелассы возрастает на 0,7–1,0 %. При этом чистота мелассы уменьшается на 1 %, а содержание сахара в ней соответственно на 0,1 % к массе свёклы;

- исключения разбавления утфеля перед центрифугированием водой и возможности его охлаждения;

- постоянного контроля за работой центрифуг, когда разница между чистотой межкристалльного оттока и заводской мелассы не должна превышать 0,5 %. Проскок мелких кристаллов сахара через сито центрифуги в количестве 1 % приводит к увеличению чистоты мелассы на 0,3 %. Через сито с размером ячеек 40 и 60 мкм в отток проскакивает соответственно 0,1–1,5 и 0,4–2,2 % мелких кристаллов, т. е. замена сит с размером ячеек 60 мкм на сита с размером ячеек 40 мкм снижает чистоту мелассы на 0,5 %.

В качестве критерия за работой продуктового отделения следовало бы использовать параметры «нормальной» мелассы, но сделать это на заводах самостоятельно не всегда представляется возможным.

Для оперативного контроля можно использовать значение чистоты «нормативной» мелассы $\text{Ч}_{\text{н.м.}}$, которая рассчитывается по уравнению

$$\text{Ч}_{\text{н.м.}} = \text{Ч}_{\text{с.}} - \Theta_{\text{к.}}, \quad (17)$$

где $\text{Ч}_{\text{с.}}$ – чистота сиропа, %;

$\Theta_{\text{к.}}$ – эффект кристаллизации, %, который принимается на заводе в зависимости от его технической оснащённости и, как правило, составляет 30–35 %.

Концентрацию сухих веществ нормативной мелассы можно рассчитать по уравнению

$$\text{СВ}_{\text{н.м.}} = 75,5 + 0,2t, \quad (18)$$

где t – температура центрифугируемого утфеля, °С.

Для оперативного контроля параметров утфеля перед центрифугированием подходят уравнения (16)–(18).

Содержание сахара в утфеле определяется по уравнению

$$\text{СХ}_{\text{ут.}} = \frac{100 (\text{СХ}_{\text{н.м.}} + \text{К}) - \text{К} \cdot \text{СХ}_{\text{н.м.}}}{100}, \quad (19)$$

где $\text{СХ}_{\text{н.м.}}$ – содержание сахара в нормативной мелассе, %;

К – количество кристаллов в утфеле, %.

Содержание сухих веществ центрифугируемого утфеля рассчитывается по уравнению

$$\text{СВ}_{\text{п.у.}} = \frac{100 \cdot \text{А}_{\text{м.}} + \text{СХ}_{\text{п.у.}}}{\text{А}_{\text{м}}}, \quad (20)$$

КОНГРЕСС И ВЫСТАВКА ПО ПРОИЗВОДСТВУ И ПРИМЕНЕНИЮ АВТОМОБИЛЬНЫХ И КОТЕЛЬНЫХ ТОПЛИВ ИЗ ВОЗОБНОВЛЯЕМОГО СЫРЬЯ (биобутанол, биоэтанол, бионефть, пеллеты, брикеты и другие биотоплива)

Би масса
ТОПЛИВО И ЭНЕРГИЯ
Конгресс & экспо

24–25 июня 2020

Отель Холидей Инн Лесная, Москва

+7 (495) 585-5167

congress@biotoplivo.ru

www.biotoplivo.com

Темы конгресса:

- Состояние отрасли: развитие технологий и рынка первого и второго поколения биотоплив
- Биозаводы (biorefinery) : компоновка, производимые продукты, экономика, капитальные вложения
- Гранты и другие финансовые возможности для разработки технологий биотоплива
- Конверсия заводов пищевого спирта на производство биотоплива
- Целлюлозный биобутанол: технологии производства и возможность коммерциализации
- Топливный биоэтанол, бутанол и другие транспортные биотоплива
- Пиролиз и газификация: бионефть и сингаз
- Биодизель и биокеросин. Биотоплива для авиации
- Твердые биотоплива: пеллеты и брикеты
- Другие вопросы биотопливной отрасли



где A_m – концентрация нес сахаров в воде в нормальной мелассе; выражается отношением

$$A_m = \frac{HCX}{H_2O} \quad (21)$$

Чистота центрифугированного утфеля определяется по следующей формуле

$$\text{Ч}_{\text{п.у.}} = \frac{CX_{\text{п.у.}}}{CB_{\text{п.у.}}} \cdot 100 \quad (22)$$

Вывод

Оптимизация технологии очистки сока и кристаллизации сахара с использованием прогрессивных методов и способов даёт возможность более эффективно организовать переработку свёклы на сахарных заводах. Их реализация позволяет уменьшить расход известнякового камня, топлива и расходных материалов.

Список литературы

1. Сапронов, А.Р. Технология сахарного производства / А.Р. Сапронов. – 2-е изд. – М. : Колос, 1999. – 495 с.

2. Бугаенко, И.Ф. Технологические отклонения в сахарном производстве / И.Ф. Бугаенко. – М. : Агропромиздат, 1986. – 262 с.

3. Бобровник, Л.Д. Физико-химические основы очистки в сахарном производстве / Л.Д. Бобровник. – Киев : Высшая школа, 1994. – 255 с.

4. Бугаенко, И.Ф. Технологический контроль сахарного производства / И.Ф. Бугаенко. – М. : Агропромиздат, 1989. – С. 184–194.

Аннотация. В статье отражено прогрессивное видение оптимизации технологии на отдельных стадиях производства сахара. Дано научное обоснование влияния отдельных параметров на эффективность технологического регламента очистки и выпаривания сока. Приведена методика оперативного контроля расхода извести на очистку сока. Показан эффективный способ кристаллизации сахара с указанием оптимального размера его кристалла.

Ключевые слова: оптимизация технологии очистки сока и кристаллизации сахара, кратность и очерёдность кристаллизации, нормативная и нормальная меласса, способы снижения солей кальция в соке.

Summary. The article presents a progressive vision of optimizing the technology at certain stages of sugar production. The scientific justification of the influence of certain parameters on the efficiency of technological regulations for cleaning and evaporation of juice is given. The method of operational control of lime consumption for juice purification is given. An effective method of crystallization of sugar with indication of its optimal size is shown.

Keywords: optimization of technology of purification of the juice and crystallization of sugar, multiplicity and order of crystallization, normative and normal molasses, ways to reduce calcium salts in juice.