

684

56

Головин

Руководство по
сахарной производству

664.1
Г-61

дет

Пролетарии всех стран, соединяйтесь!

664
Г-61

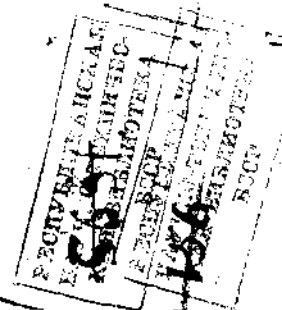
ЦК СОЮЗА РАБОЧИХ САХАРНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ.

ВСЕСОЮЗНОЕ ЦЕНТРАЛЬНОЕ БЮРО ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНИЧЕСКОЙ СЕКЦИИ.

Б. Серия 4.

ГОЛОВИН, П. В., инж.

№ XII-5.

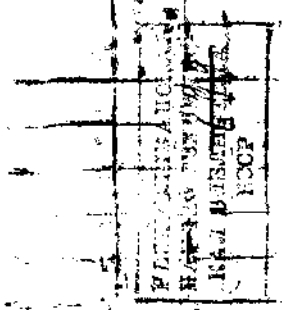


РУКОВОДСТВО

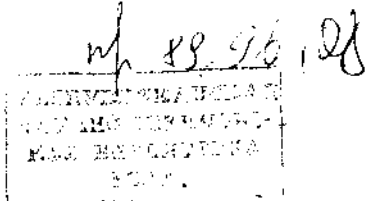
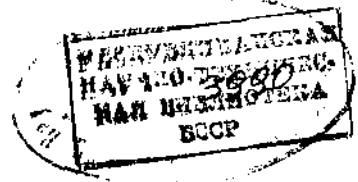
ПО

САХАРНОМУ ПРОИЗВОДСТВУ.

53995



с 95 рисунками в тексте.



ГОСУДАРСТВЕННОЕ ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО.

Москва — 1928 г.

*Без разрешения Гостехиздата
перепечатка не допускается.*

1.400
№ 7

ПРЕДИСЛОВИЕ.

Наша сахарная промышленность располагает достаточным литературным материалом, с достаточной полнотой освещающим различные вопросы и особенности сахарного производства. Но эта литература имеет в виду читателя преимущественно из среды высококвалифицированных работников, — специалистов, занятых в производстве. В целях популяризации знаний по агрономии и технологии сахарного производства частично имеется в виду малоподготовленный читатель. Но у нас совсем почти нет литературы учебного характера, имеющей в виду подготовку будущих специалистов для сахарной промышленности. Потребность в таком пособии очевидна, в виду большого спроса на нее со стороны слушателей ВУЗ'ов. Задача настоящего „Руководства по сахарному производству“ — удовлетворить эту уже назревшую потребность. Руководство составлено на основании того лекционного материала, который мною был прочитан в МХТИ им. Д. И. Менделеева студентам, избравшим своею специальностью сахароварение, в период с 1923—27 уч. год. В порядке изложения основ сахароварения я придерживался последовательности производственного процесса. Что касается характера изложения, то имелись в виду следующие цели: теоретическая обоснованность вопроса и его математическое выражение и изложение, применяющиеся в заводской практике, методов и процессов производства. Из большого литературного материала сделан сравнительно небольшой выбор, но, думается, в важнейшей его части ¹⁾.

Автор.

¹⁾ За указание на возможные недочеты автор был бы весьма признателен и просит адресовать корреспонденцию по адресу: Москва 55, пл. Ильича, д. 5/2, Сахарная Лаборатория МХТИ им. Д. И. Менделеева П. В. Головкин.

1. Общие сведения.

Производство сахара в древности. Производство и потребление сахара было известно еще в глубокой древности. Его родиной является Индия. Для получения сахара исходным материалом служил сахарный тростник, культуре которого способствовали благоприятные климатические и почвенные условия страны.

Из Индии сахар проникает в Персию, где с его потреблением и производством, в эпоху завоевания Александром Македонским, знакомятся македоняне, благодаря которым культура сахарного тростника заносится в Грецию, а затем в Рим.

Потребление сахара в это время, однако, было ограничено, так как в качестве вкусового вещества он был дорог и являлся предметом роскоши: применение же для других целей, как, например, в качестве медикамента, было незначительно.

Дальнейшему распространению сахара способствовали арабы, которые, овладев Персией, ввели культуру сахарного тростника в Аравии, Сирии и далее, на севере Африки, в Испании и на юге Франции. Отсюда она распространяется на острова Средиземного моря и западное побережье Африки.

Вместе с культурой тростника, в Европе, в эпоху крестовых походов, развивается потребление сахара, как вкусового вещества, чему способствовали крестоносцы, познакомившиеся и перенявшие потребление его у восточных народов.

После открытия Америки культура сахарного тростника была занесена на Антильские острова и скоро сделалась одним из факторов развития морской торговли с Европой, где в это время значительно выросло потребление сахара, который получался, главным образом, из Америки.

Так продолжалось до начала XIX века, пока континентальная блокада не преградила доступа американскому сахару на Европейский рынок.

Недостаток сахара и высокая цена на него заставляют искать других веществ, его заменяющих. Для этого вначале прибегают к виноградному сахару, но затем постепенно переходят к свекловичному.

Открытие сахара в свекле. В 1747 г., немецкий ученый Маргграф указал на присутствие сахара в свекле и описал способы его получения, но в то время открытие Маргграфа практического применения не получило. Только через 40 лет немецкий химик Ашар, на основании работ Маргграфа и своих исследований, строит первый сахарный завод с переработкой в сутки 300 пудов в Нижней Силезии, в Куверне в 1799 году. Однако, высокая себестоимость выработки сахара из свеклы делала невозможным конкуренцию с тростниковым сахаром и в это время свеклосахарная промышленность не могла развиваться.

Необходимый толчок к ее развитию дала континентальная блокада, успех быстрого развития обуславливался умением культурных и научно-подготовленных людей.

Развитие свеклосахарной промышленности в СССР. В России первым, предложившим в 1801 г. сахароварение из свеклы и изготовившим у себя на дому несколько годов, был Биндгейм. Первым же сахароваром, был Е. И. Бланкеннагель, выстроивший первый сахарный завод около этого

времени в Тульской губернии, близ села Алябьева. Вначале последователей у Бланкенгаеля было немного и мы видим в 1825 году всего семь заводов. Затем сахароварение у нас начинает быстро развиваться и в 1844 году мы имеем 206 заводов, число конх в 70-х годах достигает 400, а затем падает и в 1914 г составляет 235.

Таблица 1.

Годы	Выработка сахара в пудах
1802	100
1820	500
1840	130 000
1860	3 900 000
1880	15 500 000
1900	46 620 000
1908	76 425 000
1914	105 421 000

Несравненно быстрее идет рост выработки сахара по заводам, что видно из таблицы 1-й.

Сравнивая развитие сахарной промышленности в России с таковыми в других странах, видим, согласно таблицы 2, что главнейшими производящими странами в течение всего рассматриваемого периода были: Германия, Австро-Венгрия, Россия и Франция. Из них, Франция вначале занимала первое место, затем она отошла на четвертое, а ее место заняла Германия.

Россия вскоре развила свою промышленность и заняла второе место. В самое же последнее время выходят на сцену С.-А. Штаты, которые оттеснили Францию и заняли ее место.

Таблица 2. Сравнительная таблица выработанного сахара в миллионах пудов.

Годы	Россия	Германия	Австро-Венгрия	Франция	Бельгия	Дания	Голландия	Швейцария	Испания	Италия	С.-А. Штаты	Итого
1854	1,5	5,1	1,8	3	0,6	—	0,2	—	—	—	—	12,2
1864	8,9	10,2	6,6	10,6	1,6	—	0,2	—	—	—	—	31,8
1874	12,2	15,2	16,1	27,4	5,6	0,1	1,4	0,1	—	—	—	78,1
1884	23,2	62,4	40,6	18,3	6,9	0,7	2,7	0,2	—	—	0,1	161,8
1894	34,9	108,0	61,5	40,8	12,3	2,3	4,3	4,4	—	0,1	1,2	269,8
1904	56,7	98,5	53,7	38,1	10,4	2,7	8,3	5,1	4,0	5,0	12,8	279,6
1914	105,4	152,5	97,7	20,3	12,5	9,0	18,4	9,0	7,0	8,0	39,4	503,5
В среднем 1909—1913	92,3	126,8	62,4	41,2	14,3	6,4	13,4	7,7	6,3	11,1	3,0	442,7

Однако, успех и размер дела определяется не одним только количеством заводов и количеством вырабатываемого ими сахара, но и урожайностью свеклы и количеством полученного сахара на единицу посевной площади. Если возьмем средние данные за 1909—1914 годы, по таблице № 3, то увидим, что в России урожай свеклы, по сравнению с другими странами, крайне невелик. По этой причине и сахара у нас получается с десятины меньше, чем в других странах.

Таблица 3.

Страны	Собрано свеклы с 1 десятины пудов	Получено сахара с 1 десятины пудов	Получено сахара в % по весу свеклы
Германия	1825	271	14,8
Россия	1075	148	13,7
Австро-Венгрия	1667	231	13,8
Франция	1709	205	11,9
Бельгия	1924	253	13,1
Италия	2067	215	10,5

Состояние сахарной промышленности СССР. За время же империалистической и гражданской войны наша сахарная промышленность начинает катастрофически падать, как это видно из таблицы 4.

Таблица 4.

Г о д ы	Получено сахара пудов	Г о д ы	Получено сахара пудов
1914—15	105 421 100	1920—21	5 542 249
1915—16	91 321 160	1921—22	3 063 818
1916—17	72 845 000	1922—23	12 000 000
1917—18	55 066 808	1923—24	21 449 560
1918—19	20 342 062	1924—25	24 920 561
1919—20	4 850 181	1925—26	58 688 191

Это падение идет до 1921 года, достигает цифры 3 063 818 пуд., т.е. около 3% довоенной производительности. В 1922 году уже начинается ее восстановление, производство сахара возрастает и достигает в 1925—26 году около 60% довоенной производительности. На 1926—27 год предполагается получение 67 000 пуд. сахара. Таким образом, теперь мы присутствуем при почти полном восстановлении сахарной промышленности и в дальнейшем не можем не надеяться на ее грандиозное развитие, в виду тех возможностей, которыми она располагает.

Питательная ценность сахара. Действительно, сахар, кроме необыкновенно приятного вкуса, является, кроме того, средством очень питательным. Сравнивая сахар по калорийности с другими веществами, видим, что по энергии в нем заключающейся, он стоит на втором месте после жиров и почти вдвое превосходит — неотделимую часть нашего стола—хлеб, как это видно из таблицы 5-й.

Понятно поэтому, что сахар с каждым годом все более и более входит в обиход потребителя и в наиболее культурных странах занимает крайне видное место не как предмет роскоши, а как вкусовое и питательное вещество. Для иллюстрации приводим таблицу потребления сахара на душу в различных странах за 1909—1910 годы (таблица 6).

Таблица 5.

Пр о д у к т	1 килограмм продукта содержит калорий
Масло растит.	9 000
Сахар	3 980
Хлеб	2 250
Мясо	970
Ягоды	210

Таблица 6. Потребление сахара в различных странах

Ст р а н ы	Потребление в килограммах на душу	Ст р а н ы	Потребление в килограммах на душу
Англия	39,23	Франция	17,10
С. Штаты	38,77	Бельгия	14,71
Дания	35,34	Австро-Венгрия	11,43
Швейцария	29,14	Россия	7,52
Швеция	24,50	Испания	6,55
Германия	20,50	Италия	4,24
Голландия	19,79	Греция	3,42

Значение сахарной промышленности. В агрономическом отношении значение сахарной промышленности особенно велико. Сахар, образующийся синтетически из углерода, поглощаемого хлорофиллом из углекислоты воздуха и из кислорода и водорода—элементов воды, ничего не берет от земли.

При использовании же ботвы и головки, после вскармливания или запаривания в землю, при внесении в почву в качестве удобрения дефекационной грязи, вскармливания жомом, вынутые из почвы питательные вещества в значительной степени возвращаются в нее обратно и, следовательно, сводится к минимуму их расход.

Культура свеклы, не истощая заметно почвы, требует глубокой вспашки, тщательной обработки почвы и значительных удобрений и, таким образом, способствует поднятию земледелия. Культура свеклы способствует развитию скотоводства, так как для обработки почвы она требует большого количества скота, а вместе с тем, она доставляет жом, отлично скармливаемый окрестным населением, скоту. Культура свеклы, требуя значительного количества удобрений, способствовала применению химических удобрений и выработке новых методов обработки почвы.

Сахарная промышленность доставляет значительные заработки окрестному населению в период, свободный от полевых работ; она дает большой груз, способствующий развитию транспорта.

В силу сложности производства, его своеобразных особенностей сахарная промышленность требует высококвалифицированных работников, без участия которых невозможно было бы ее столь грандиозное развитие как в техническом оборудовании, так и в методах производства, его учета и контроля. В силу потребности в работниках высшей квалификации сахарная промышленность является одним из факторов прогресса и культурного развития страны.

Наконец, с финансовой точки зрения сахар, являясь объектом обложения, приносит государству значительный доход.

Из всего сказанного понятно громадное значение сахарной промышленности в хозяйстве страны, почему ей и обеспечено дальнейшее развитие.

Сахпромышленность и Авиаким. Этому развитию должна способствовать идея увязки химической промышленности мирного времени с военно-химической. Если военная химия, с одной стороны, должна широко использовать продукты мирного времени, то с другой стороны—необходимо, чтобы боевые вещества и их промежуточные продукты находили бы широкое потребление в мирной жизни страны, т.-е. химическая промышленность должна быть так организована, чтобы она обслуживала интересы страны, включая в свою организацию все элементы, необходимые для выработки средств обороны—боевых О. В. ¹⁾ идея, лежащая в основе Авиакима.

Как же и в каком направлении возможна связь сахпромышленности с Авиакимом?

Как по линии потребления, так и по линии производства конечных или промежуточных продуктов производства О. В.

Действительно, сахарная промышленность является промышленностью сельско-хозяйственной и, как таковая, она связана с культурой значительной площади полей. Необходимость интенсивной культуры их под свеклу вызывает интенсивное применение искусственных удобрений, как-то: чилийской селитры, сернокислого аммония, цианамиды кальция, азотно-кислого кальция, суперфосфата, томашлака, каинита смешанных солей калия и костяной муки, т.-е. веществ, в состав коих входят: азот, фосфор, калий.

До сих пор употребление искусственных удобрений у нас мало применялось, за что мы и платились недорodom, получая урожай на единицу площади, вдвое меньший в сравнении с нашими соседями. Являясь крупным потребителем искусственных удобрений, сахарная промышленность дает необходимый импульс к развитию соответствующих отраслей промышленности.

Азотная промышленность. Так, если азотистые вещества получались из привозимой к нам чилийской селитры, то перед нами стоит теперь

¹⁾ Отравляющие вещества.

задача создания своей азотной промышленности, для каковой цели могут быть использованы процесс окисления аммиака, получаемого при коксовании углей или синтез азота и водорода по способу Габер а. Если в мирное время соли азотной кислоты найдут применение, как удобрение, то в военное время они пойдут на изготовление боевых веществ, ибо изготовление взрывчатых веществ невозможно без азотной и серной кислот. Нитроглицерин, пироксилин, пикриновая кислота, тротил, гремучая ртуть—все содержат азот и приготавливаются с помощью азотной кислоты.

Фосфорная промышленность. Получение суперфосфатов базировалось также на ввозимом сырье—фосфоритах. Задача химиков в настоящий момент—разработать методы утилизации маломощных и бедных фосфорной кислотой русских фосфоритов и в широком масштабе утилизировать для означенной цели кости, значительными количествами коих мы располагаем. Фосфорная промышленность, обслуживая агрономию в мирное время, дает ценный материал и для целей обороны. Фосфор, как боевое вещество, получил должную оценку в минувшую войну, как вещество, входящее в состав зажигательных снарядов и дымовых завес.

Калийная промышленность. Если СССР не обладает мощными залежами сырья для калийной промышленности, то задачей для химиков является использование различных отбросов для этих целей—промывных вод с шерстяных фабрик, золы, мелассы сахарозаводов или барды с паточно-винокуренных. В данном случае сахарная промышленность является не только потребителем, но и производителем ценного материала для целей удобрения. Обеспечив себя калийными солями, сахарная промышленность сможет повысить урожайность и сахаристость свеклы, а для военных целей даст ценный материал в виде азотно-кислого калия для изготовления черного пороха, хлорноватокислого калия для сигнальных дымов, зажигательных снарядов и марганцовокислый калий для противогазов.

Инсектициды. В период роста свеклы подвергается нападению разных вредителей—насекомых и грызунов. Вред, приносимый ими, может достигнуть грандиозных размеров, как это имело место в 1921 году. Борьба с вредителями необходима, для чего пользуются отравляющими веществами. Сюда должны быть отнесены, главным образом, мышьяковистые соединения: парижская зелень, мышьяковистокислый натрий, мышьяковистокислый свинец и кальций. Соли мышьяка входят в состав наиболее сильных отравляющих веществ, нашедших широкое применение в военной химии: хлорный газ и др. Развитие мышьяковой промышленности в случае войны сможет снабдить армию ценными веществами, имеющими значение при изготовлении сильно-действующих О. В.

Но связь сахарной промышленности с Авиационом может идти не только по линии агрономической, но и производственной.

Производство извести. Так, сахарная промышленность является одним из самых крупных потребителей извести (окиси кальция), идущей для очистки соков. Так как известь получается при заводах, то сахарная промышленность является одним из главных ее производителей. В военном деле известь играет значительную роль, входя в состав поглотительной части патронной извести, где содержание окиси кальция составляет около 50%; кроме того, известь является исходным материалом для приготовления хлорной извести, применяемой в качестве противоядия, например, при горчичном газе, вследствие ее химического взаимодействия с последним. Следовательно, в случае обороны сахарная промышленность может доставить громадное количество исходного материала—окиси кальция для получения соответствующих противоядий.

Сернистый газ. Применение сернистого газа в сахарной промышленности основывается на его способности обесцвечивать растворы. Однако, у нас применение SO_2 на свекло-сахарных заводах было незначительно, а на рафинадных совершенно отсутствует. SO_2 получается обычно путем сжигания в печах серы, доставляющейся из за границы. Несколько иначе обстоит дело за границей. Там

широко используется SO_2 как в свекло-сахарном, так и в рафинадном производстве, при чем в последнее время применяется жидкая сернистая кислота. У нас также возможно производство жидкой SO_2 , для чего можно было бы утилизировать выпускаемые из домен отравляющие окрестности газы при обжиге сернистых руд. Жидкая сернистая кислота в мирное время с успехом была бы применена в сахарной промышленности, а также в целях дезинфекции, борьбы с чесоткой и т. д.

Кроме того, в военное время запасы жидкой SO_2 могли бы быть употреблены на приготовление отравляющих веществ, как чихательные газы: ди-фенил-хлор-арсин и этил-ди-хлор-арсин.

Использование патоки. До сих пор на рациональное использование кормовой патоки у нас не обращалось должного внимания. Обычно, она идет на корм или в лучшем случае на винокуренные заводы. Между тем, меласса представляет собою не малопенный продукт, который может быть использован в четырех направлениях:

1. Извлечение сахара, как такового.
2. Получение спирта путем сбраживания заключающейся в мелассе сахарозы.

Остаток по извлечении сахарозы может быть утилизирован:

- а) для получения азотистых соединений,
- б) для получения калийных солей.

Последние два производства за границей уже получили свое практическое осуществление, у нас они должны быть поставлены на очередь, как имеющие большое практическое значение и в мирной, и в военной обстановке. Из азотистых веществ цианистые соединения до сих пор у нас не производились и доставлялись из-за границы, между тем, практическое применение их велико: они употребляются в металлургии золота и серебра (цианистый калий). Циан входит в состав различных отравляющих веществ—лакриматоров. Аммонийные соли могут быть употреблены, как исходный материал для получения азотной кислоты или в виде солей серной кислоты, в качестве удобрения. Калийные соли важны как удобрение и, кроме того, применяются в военном деле в зажигательных снарядах. Все эти вещества могут быть получены из мелассы.

Активированный уголь. До настоящего времени главным материалом для очистки рафинадных сиропов является животный уголь, для оживления которого рафинадные заводы обладают специальными установками. Сложное и дорогое оборудование костокален не раз выдвигало вопрос о совершенном освобождении от угольной фильтрации и кое-где это удалось сделать, хотя в незначительных размерах.

Однако, в самое последнее время в связи с успехами в военной химии и необходимостью получения действительных средств защиты против ядовитых газов—достаточно разработан вопрос получения „активированного“ угля, обладающего значительной поглощающей газы способностью, превышающей в несколько раз свойства поглощения обычного, применяемого до сих пор, угля. Являясь крупным потребителем угля для целей осветления, сахарная промышленность должна немедленно приступить к разработке соответствующих методов получения из более дешевых материалов, как: дерево, опилки, подсолнечная шелуха, скорлупа кедровых орехов, активированного угля и замены им крупки.

Применение в мирное время активированного угля в рафинадном производстве даст возможность в военное время получения больших количеств поглотителя для отравляющих веществ.

Глицерин. За время империалистической войны в Германии вследствие недостатка жиров, откуда обычно получается глицерин, был разработан метод получения глицерина из сахара мелассы путем сбраживания. Глицерин идет на приготовление взрывчатых веществ—динамита. Отсюда понятно его значение в военное время. В мирное время глицерин находит широкое применение в фармацевтическом деле, в качестве консервирующего средства, в мыловаренном произ-

водстве, в косметике, графическом искусстве и во многих других производствах. Разработка этого вопроса у нас должна быть поставлена на очередь.

Разрешить и увязать эти вопросы—очередная задача сахарной промышленности, в благополучном разрешении которой вряд ли возможно какое-либо сомнение.

II. Сырье.

1) Сахарный тростник.

Сахарный тростник впервые был культивирован, повидимому, в Индии, откуда был занесен в Китай и Аравию. Отсюда он проникает в Египет, Сицилию, Италию, на Канарские острова, а в XVII веке в Америку и Вест-Индию.

Строение. Сахарный тростник принадлежит к ботаническому семейству злаковых, как пшеница, овес и проч. (рис. 1).

В тропиках тростник цветет и дает семена, но с древних времен он разводился черенками. Посаженный, он быстро дает корни и образует многочисленные отпрыски в виде пучка. Стволы соединяются внизу в корень, который остается в земле после сбора тростника. От корня на следующий год идут побеги, следовательно, тростник является многолетним растением. Урожай снимается в течение нескольких лет—десяти и более, однако, в некоторых странах число урожаев от одного корня бывает меньше, например, 4—5 в Вест-Индии, и один в Луизиане. Ствол имеет различную длину, диаметр и цвет. Наружная кожица тверда и имеет гладкую блестящую поверхность. Цвет варьирует от бледно-желтого или зеленого до пурпурового. Ствол разделяется узлами на части. Часть ствола с двумя узлами составляет колено длиной около 15 см и диаметром до 6 см. По мере созревания нижние листья отпадают и к моменту зрелости образуется голый ствол с пучком листьев вверху. При сборе этот пучок срезается и утилизируется обычно для посадки.



Рис. 1. Сахарный тростник.

Существуют две разновидности сахарного тростника: *Natural varieties* и *Seedling varieties*. Первая разновидность трудно поддается классификации, так как подвергалась частым переносам в другие страны под другими именами. *Seedling varieties* выращивается в различных странах. В первый год значительная часть *Seedling varieties* выбрасывается, как малопенная. Лучшая часть хранится под наблюдением в продолжение ряда поколений, при чем извлекаемый сок анализируется. Затем отбор производится далее, и только лучшие сорта подвергаются дальнейшему наблюдению на опытных полях.

Наконец, лучшие из них сорта подвергаются испытанию на полях в нормальных условиях, при чем посадка производится черенками. Полученные разновидности заносились в другие страны, где иногда климатические условия для них оказывались лучше. Большая часть этих разновидностей была выращена из семян взятых от селекционных сортов маточного растения, оплодотворенного пыльцой неизвестного происхождения.

Условия роста. В отношении почвы необходимо одно условие—чтобы она была плодородна, так как сахарный тростник на всяких плодородных почвах дает хороший урожай при соответствующих климатических условиях. К последним относится—тепло и влажность. Район распространения сахарного тростника занимает тропики между 35° сев. шир. и 30° южн. шир., где годовая температура в среднем держится на уровне 16° С.

Другим необходимым условием роста является влажность. Вообще для сахарного тростника требуется теплый и умеренно влажный климат.

Количество осадков в районах произрастания в сухой сезон в Дашегара около 7 английских дюймов, в других случаях количество их доходит до 67—76—87 дюймов.

О влиянии климата на произрастание сахарного тростника можно судить по данным с острова Mauritius.

Таблица 7.

Г О Д А	Осадки дюймы английские	Число дней	Температура °С	Урожай тонн на 1,043 акра
1901	40,05	122	16,9	16,38
1902	41,18	137	16,7	17,99
1903	43,89	137	17,2	26,19
1904	34,26	148	16,6	14,34
1905	56,60	150	16,8	23,99

Что касается урожайности сахарного тростника по отношению к свекле, иллюстрацией могут служить следующие цифры:

Таблица 8.

	Свекла (Германия)	Сахарный тростник (Гавайские острова)	
		А	В
Урожай тонн	12,0	44,0	66,0
% сахара в растении	16—17	14	16
Коммерч. сахар на акр (тонн)	1,7—2,0	4,0	6,0
Сахар % растения	15—16,5	12,5	14,5

где под А указан сахарный тростник на полях без искусственного орошения, а В—с таковым.

В общем на акр сахара получается в два три раза более для тростника, но сахаристость его меньше, чем свеклы. В зависимости от почвы и климата произрастание длится от 9 до 20 месяцев.

Лучшим временем сбора по В. Крюгеру считается:

- Британская Индия декабрь—апрель,
- Ява июль—сентябрь,
- Вест-Индия январь—апрель,
- Куба декабрь—июнь,
- Египет январь—апрель.

Состав. В зависимости от культуры, климата и почвы состав сахарного тростника значительно колеблется.

По Крюгеру состав сахарного тростника для Явы следующий:

Воды 71%	Состав сух. вещ.: сахара. 15—17%
Сухих веществ 29%	мякоти 10%
100%	зола 0,8%
	глюкозы от 0,1 до нескольк. %.

Анализ тростникового сока с Филиппинских островов по Херланду дал следующие результаты:

Воды 78,05%	Доброкачественности 83,37%
Сухих веществ 21,95%	Глюкозы 0,10%
Тростникового сахара 18,30%	Золы 0,30%
Несахара 3,65%	

Из отдельных составных частей тростникового сока необходимо отметить— глюкозу и крахмал. Из жировых—тростниковый воск, покрывающий стебель слоем различной толщины. Из неорганических кислот—кремнекислоту, составляющую до 60% зольного остатка.

2) Сахарный клён.

В Северной Америке некоторое практическое значение имеет получение сахара из клена (*Acer Sacchariforum*).

Для хорошего сбора сахара рекомендуются редкие насаждения.

Влияние температуры интересно тем, что в более холодные зимы сока получается больше и более сладкого вкуса. Количество сахара в соке от 1,95—3,5% сахаров. Сок не имеет кислой реакции и очистке не подвергается. Сбор производится подсочкой деревьев не моложе 20 лет. В силу своих вкусовых свойств кленовый сахар очень ценится в Америке.

На получении сахара из сорго, сахарного маяса, пальм останавливаться не будем, как практически не имеющих пока значения, а перейдем к изучению главного сырья нашей сахарной промышленности—свеклы.

3) Свекла.

Происхождение свеклы. Свекла по ботаническим признакам принадлежит к семейству маревых. Современная культура свеклы ведет свое начало от дико растущих по берегам Средиземного моря видов *Beta vulgaris* и *Beta maritima*. От них произошли сорта кормовой и огородной свеклы, а из белых силесских сортов последней—современные сорта сахарной свеклы.

Из однолетнего дикорастущего растения свекла, под влиянием культуры и селекции, становится растением двухлетним. В первый год образуется утолщенный корень, с розеткой прикорневых листьев, а на второй год—цветоносный стебель, достигающий высоты от 1,5 до 2,0 м. Цветы с зеленоватым чашеобразным

околоцветником из пяти лепестков расположены группами. При созревании плоды срастаются и образуют семянные клубочки, не совсем правильно называемые „семенами“ (рис. 2 и 3).

Строение корня. Корень свеклы, обыкновенно, веретенообразной формы и с двух сторон по длине имеет две бороздки, несущие боковые корешки, благодаря которым происходит всасывание питательных веществ из почвы.

Корень развиваясь пронизывает почву, отходя на значительные расстояния



Рис. 2. Сахарная свекла (1-й год роста свеклы).



Рис. 3. Цветоносный стебель (2-й год роста свеклы).

в сторону и идет далеко в глубину. По Жирару, при рыхлой почве корни проходят слой почвы, толщиной до 2,5 м. Этим развитием корневой системы объясняется значительная стойкость свекловицы к засухе и хорошее использование почвы в калийном отношении. Тело свеклы состоит из центрального стержня, окруженного попеременно то более темными, то более светлыми концентрическими

кольцами. Первые из них представляют собой сосудисто-волокнистые пучки, идущие от листьев к корню, вторые состоят из рыхлой, водянистой и малосахаристой ткани с большим содержанием азота. В вертикальном разрезе корень состоит как бы из конусов сосудисто-волокнистых пучков, вложенных друг в друга и разделенных один от другого прослойками.

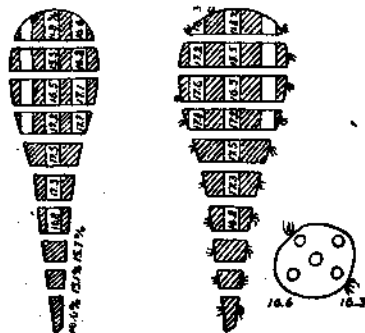


Рис. 4. Распределение сахара в свекле (1-я серия опытов).

Распределение сахара. В связи со строением свеклы находится и распределение в ней сахара. На рис. 4 представлено распределение сахара по Schuber't'y.

1-я серия опытов.

Центральное сверление дает меньшую сахаристость, чем боковое,

и сверление у борозд с корешками, большую, чем у гладких боков. Кроме того, головка и корень менее сахаристы, чем шейка.

2-я серия опытов (рис. 5).

Сверление произведено перпендикулярно главной центральной оси при этом получены следующие цифры содержания сахара на 100 грамм:

Таблица 9.

1-е сверление . . .	17,95 (головка)	7-е сверление . . .	18,15
2-е " . . .	18,27	8-е " . . .	17,90
3-е " . . .	18,57	9-е " . . .	17,30
4-е " . . .	18,0	10-е " . . .	17,05
5-е " . . .	19,05 (максимум)	11-е " . . .	16,05
6-е " . . .	18,71	12-е " . . .	16,00

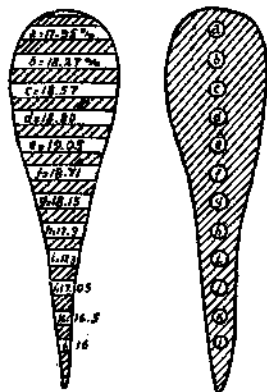


Рис. 5. Распределение сахара в свекле (2-я серия опытов).

3-я серия опытов (рис. 6).

В этих опытах определена сахаристость свеклы при сверлении под углом к вертикальной оси с прохождением через центральную ось. Цифры показывают, насколько трудно получить при помощи сверления точные образчики свеклы.

4-я серия опытов (рис. 7).

Показывает зоны одинакового распределения сахара в свекле, представленные в виде двух групп конусов, вложенных друг в друга. Конусы верхней части свеклы направлены вершинами вниз. Наиболее богатой сахаром является нижняя зона.

Конуса нижней части направлены вершинами вверх, наиболее богатой содержанием сахара является верхняя зона. Вершины обоих конусов сходятся на центральной оси, приблизительно на расстоянии $\frac{2}{3}$ длины корня, считая от головки. Зоны никогда не располагаются правильно по конусам, а всегда более или менее регулярно отклоняются от центральной оси, смотря по глубине борозд.

Рис. 6. Распределение сахара в свекле (3-я серия опытов).

Во всяком случае на рисунке видно, как изменяется сахаросодержание от центра к периферии при поперечном разрезе, перпендикулярном к центральной оси по длине.

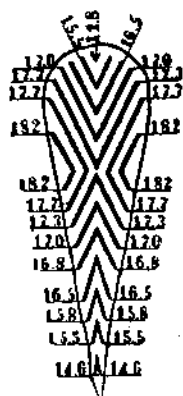


Рис. 7. Распределение сахара в свекле (4-я серия опытов).

Развитие корня и листьев. Если мы возьмем свеклу в различные периоды ее роста и взвесим отдельно корень и листву, то заметим, что в первое время роста развивается листва; это видно из следующей таблицы анализов:

Таблица 10.

Д А Т Ы	Вес корня в граммах	Вес листвы в граммах	Листва на 100 грам- мов корня
21 июня	15	58	187
1 июля	20	189	267
11 "	149	270	181
21 "	200	338	169
31 "	388	420	108
10 августа	440	365	83
20 "	526	366	70
30 "	622	310	50
9 сентября	728	305	28
19 "	844	254	30
29 "	858	212	25
9 октября	916	218	23
19 "	982	233	24
29 "	977	176	18

В середине июля, т.-е. к моменту образования растения, сумма воды и сахара является величиной в пределах ошибок анализа почти постоянной и близкой к 94 на 100 г корня в целом, как это видно из следующей таблицы:

Таблица 11.

Д А Т Ы	Сахар	Вода	Всего	Д А Т Ы	Сахар	Вода	Всего
2 июля	5,40	88,58	93,98	5 сентября	9,41	84,59	93,99
15 "	5,98	85,11	94,09	18 "	10,46	84,34	93,80
20 "	9,96	84,26	94,22	1 октября	12,19	82,40	94,59
10 августа	11,47	82,74	94,98				

В период обильных дождей эти соотношения изменяются в обратном отношении и указывают как бы на потери сахара. Однако, как показал А. Жирар, это не совсем так. Корень во время дождя удерживает накопленный им сахар. Кажущееся уменьшение сахара обуславливается увеличением веса поглощенной воды, действительное же исчезновение сахара не наблюдается.

Образование сахарозы. Содержание сахара в свекле возрастает в течение всего вегетационного периода. Самое же образование сахарозы происходит согласно гипотезы Dehérain и Magnien'a следующим образом.

В листьях, этих органических лабораториях, вначале образуются глюкоза и фруктоза и лишь незначительное количество сахарозы. Сахароза образуется в клетках самого корня конденсацией редуцирующих веществ и ее накопление является простым вопросом осмотического равновесия.

Состав корня. Касаясь состава корня, необходимо отметить, что главные его составные части будут:

вода	ОКОЛО	80%	(от веса корня)
сахар	"	12--20%	
клетчатка	"	4— 5%	
азотистые вещества	"	1%	
зола	"	3/4%	

Не вдаваясь в подробный перечень веществ, входящих в состав корня свеклы, отметим из них наиболее важные.

1. Органические вещества (безазотистые):

- a) углеводы—сахароза, инвертный сахар, рафиназа,
- b) пектиновые вещества—арабиноза, галактоза,
- c) красящие вещества,
- d) ароматические вещества—ванилин, коиферин,
- e) органические кислоты—щавелевая, лимонная, уксусная и другие.

2. Азотистые вещества:

- a) белки—альбумин, пептоны, энзимы,
- b) амидокислоты - аспарагин, лейцин, глутамин,
- c) органические основания—лицитин, холин, бетанин.

3. Минеральные вещества:

Калий, натрий, кальций, магний, железо, фосфор.

Состав свеклы значительно изменяется в зависимости от почвы, удобрения, метеорологических условий и селекции. Это видно из данных селекции: так, содержание сахара возросло от 2—5% до 17—20% при соответствующей культуре свеклы. Требование, предъявляемое к хорошей свекле, состоит в высоком содержании сахара в ее соке и незначительном количестве прочих сухих веществ, так называемого несахара. Это последнее требование обуславливается способностью несахаров задерживать кристаллизацию сахара и способствовать, таким образом, образованию паток, что обуславливает потерю сахара.

Экстерьер. Помимо состава корня, внимание обращается также и на его внешность, так называемый „экстерьер“. Корни свеклы должны быть белого цвета с твердым белым мясом, что связано с уплотнением сосудисто-волокнистых колец и указывает на сахаристость. Головка корня должна быть мало развита, как содержащая мало сахара и поступающая в производстве в отброс. Корень должен быть внизу конической формы, а в области шейки цилиндрической, не ветвистый, так как последнее обстоятельство способствует увеличению отбросов, а, следовательно, и потере в сахаре и, кроме того, затрудняет очистку свеклы. По бокам, где расположены корешки, должна быть ясно выражена ребристость и должно быть достаточно поперечных рубцов, что ставится в связь с развитием сосудисто-волокнистых пучков и служит признаком сахаристости свеклы. Корни не должны быть особенно крупны, так как величина и сахаристость обратно пропорциональны. В Европе вес 600—1000 г считается нормальным, но в русских условиях вес корня в среднем достигает лишь 400 г. При таком весе корня урожай с одной десятины достигал бы 2 000 пуд., если принять на десятину 120 000 корней (восемь × шесть вершков), при гибели от корнееда $\frac{1}{3}$. Листья должны отгибаться к земле, быть многочисленными и обладать курчавостью. Листовые корешки не должны быть окрашены.

Районы распределения. Хотя свекла и южного происхождения, однако, район ее культуры считается в пределах 47—54° широты (северной). Содержание сахара зависит от температуры, освещения и влажности.

Условия роста. Полагают, что для успешного роста свеклы необходимо 2 400° С, при вегетационном периоде в 150—180 дней. Большое значение оказывает также освещение, количество солнечных дней, особенно во второй половине лета. Значение влажности обуславливается теми количествами воды, которые испаряются листвой свеклы в атмосферу. Обычно считают, что на квадратный метр испаряется 400—570 кг воды. В отношении почвы сахарная свекла очень требовательна. Для нее наиболее подходящей являются почвы черноземные и суглинистые, мало пригодны почвы супесчаные и совершенно непригодны песчаные и глинистые.

Необходимые удобрения. Переходя к вопросу об удобрениях, остановимся прежде всего на количествах тех веществ, которые берутся свеклой

из почвы в период роста и развития. По Müntz и Girard'у средний урожай в 30 000 кг извлекает из почвы следующее количество утилизируемых элементов (см. табл. 12).

Таблица 12.

Э Л Е М Е Н Т Ы	Количество извлечения из почвы в килограммах		
	Корнем	Листвой	Всего
Азот	48	36	84
Фосфорная кислота	33	12	45
Калий	120	48	168
Известь	15	43,2	58,2
Магний	21	39,6	60,6

Эти цифры, конечно, не абсолютны, так как они сильно изменяются в зависимости от урожая на десятину и содержания сахара. Извлеченные из почвы элементы должны быть ей возвращены, иначе растения по мере постепенного истощения почвы дадут все меньший и меньший урожай. Главными удобрениями являются из азотистых: навоз, селитра; из фосфорных: суперфосфаты, томасшлак; из калиевых: поташ, калинит; из известковых: дефекационная грязь.

Способ внесения удобрений. Хотя свекла требует больших количеств азотистых удобрений, от 30 до 35 тысяч килограммов навоза на гектар, однако, по навозному удобрению, внесенному той же весной, свекла не сеется, так как в таком случае замечаются запаздывания в созревании и падение доброкачественности сока, вследствие увеличения азотсодержащих несахаров. Поэтому азот дается под предшествующее свекле растение, реже осенью перед посевом свеклы. Для понижения вредных влияний азотистых удобрений (запаздывание созреваия и понижение качества) применяют одновременно другие удобрения, главным образом, фосфорно-кислые. Фосфорные удобрения обычно не только увеличивают урожайность, но способствуют повышению качества урожая.

Расход суперфосфатов за границей достигает 300 кг на 1 га; у нас при рядовом внесении до 150 кг. Внесение калийных удобрений, E. Saillard, на основании своих опытов над почвами, занятыми свекловичными плантациями, считает достаточным в пределах 75—90 кг на гектар, в виде сульфатов или хлористых соединений. Калийные удобрения предпочитают вносить осенью или же под предшествующее посеву свеклы растение. Дефекационная грязь, помимо извести, содержит еще много питательных веществ: азот, калий, органические вещества. Обычно дефекационную грязь задают в пару в количестве от 6 000 до 8 000 кг на гектар.

Влияние удобрений. Влияние удобрений на урожайность свеклы, видно из следующей таблицы, по данным Харьковской опытной станции.

Таблица 13.

Удобрение	Урожайность корней свеклы пудов на одну десятину	
	1913 г.	1914 г.
Без удобрения	2 191	1 818
1 200 пудов навоза	2 659	2 727
88 пудов суперфосфата	2,637	2 656

Севооборот. Давно уже было известно, что если на одном поле разводить бесменно одно и то же растение, то это поле вследствие утомления почвы

дает все уменьшающийся с каждым годом урожай. Для устранения этого приходится руководствоваться известным порядком в чередовании одних растений с другими, т. е. устанавливать определенный севооборот.

У нас наиболее распространенной формой севооборота является трехполье, т. е. пар, озимое, яровое. При таком севообороте $\frac{1}{3}$ пахотной земли используется очень плохо; в виду этого, стали искать более улучшенных форм землепользования, результатом чего в свекловичном хозяйстве перешли к четырехполью со свеклой. Обычно свекла идет за озимым в следующем порядке: пар, озимое, свекла и яровое. Однако, уже теперь 4-польная система считается неудовлетворительной; местами переходят к многопольной системе—5-ти и 6-ти и выше в целях интенсификации свеклосеяния. Растения могут чередоваться в следующем порядке:

- | | |
|---------------------------------|-------------------------------|
| 1. Пар с навозным удобрением. | 1. Пар черный. |
| 2. Свекла. | 2. Озимь. |
| 3. Ярь. | 3. Свекла. |
| 4. Озимь с навозным удобрением. | 4. Пар с навозным удобрением. |
| 5. Свекла. | 5. Свекла. |
| | 6. Ярь. |

Выбор той или иной системы зависит как от условий финансово-экономических, так и от техники земледелия. Остановившись на том или другом севообороте приступают к подготовке почвы.

Обработка почвы. Для подготовки почвы под свеклу ее вскапывают на глубину 5—6 вершков, что считается достаточным. Вспахивание производится плугами или тракторами. Весной, вспаханное с осени, поле боронуется, чем производится разрыхление всей поверхности свекловичного клина на $\frac{1}{2}$ вершка. Варыхленный тонкий слой земли защищает от высыхания нижележащие слои почвы.

После надлежащей подготовки почвы производится посев свеклы. В свекловичном хозяйстве посевной материал должен быть высокого качества и удовлетворять известным требованиям, к нему предъявляемым. Требования эти формулированы в особые нормы, которыми руководствуются при покупках семян. За границей приняты нормы Венские и Магдебургские, у нас Киевские и Варшавские.

Как пример предъявляемых к семенам требований, приводим Магдебургские нормы.

Здоровые семена должны:

- 1) дать через 14 дней не менее 70 000 ростков на 1 кг семян;
- 2) дать через 6 дней не менее 46 000 ростков на 1 кг семян;
- 3) дать не менее 75 прорастающих клубочков на 100;
- 4) не содержать более 15% воды. В пределах 15—17% производится скидка;
- 5) содержать примесей не более 3%, от 3—5% делается скидка.

Время посева. Время посева зависит от погоды, но обычно не ранее 1 апреля и не позднее 15 мая. Посев производится рядовыми сеялками. На десятину расходуются 1—2 пуда семян.

Уход в период роста. а) Мотыженье: появление всходов наблюдается через 10—14 дней. Как только обозначились рядки, приступают к мотыженью. Цель мотыженья тройкая: 1) механическое разрыхление почвы, что предупреждает образование корки и способствует проникновению воздуха, необходимого для нормального хода процессов выветривания, нитрификации; 2) такое разрыхление, разрушая капилляры, уменьшает бесполезное испарение почвы, чем и сберегает влагу; 3) мотыженье истребляет сорные травы. Обычно мотыженье производится три раза.

в) Прорывка. После мотыженья приступают к прорывке. Это очень важная операция, притом неизбежная вследствие своеобразного устройства семян свеклы. Для развития растения необходимо, чтобы оно развивалось свободно от других.

особняком,— между тем плоды свеклы дают сразу по несколько ростков, поэтому является необходимым удалить лишние растения и, таким образом, обеспечить нормальное развитие оставшимся. Прорывку ведут когда у свеклы разовьются 4—5 листков. Прорывка ведется как вручную, так и машинами. Иногда прорывку не ведут сразу до конца (расстояние 5—6 вершков), а оставляют половину растений на случай появления вредителей. По миновании риска прорывку производят при одном из следующих мотыжений, называемому „поверкой“.

Примерное распределение работ по уходу за свеклой для Киевской губернии: 1) Время посева около 1 апреля. 2) Первая сапка или „шворка“ в конце апреля. 3) Распашка за ней около 1 мая. 4) Начало прорывки в начале мая. 5) Окончание ее около 1 июня. 6) Вторая распашка после прорывки в начале июня. 7) Прорывка 10 июня. 8) Третья распашка до 1 июля.

Время созревания. Период созревания свеклы характеризуется пожелтением листьев, прилеганием их к земле и засыханием. Однако, главным признаком зрелости свеклы является накопление сахара и уменьшение количества несакхара. У нас созревание свеклы и время ее уборки падает на сентябрь, но частично уборка начинается ранее полного созревания, во избежание задержки с уборкой и потери урожая от ранних морозов.

Уборка. Уборка производится вручную, иногда конной тягой. Из ручных орудий наиболее удобными являются вилы с двумя зубцами, лопата и заступ хуже в виду возможное разрезания свеклы. Для быстроты работы иногда применяются свеклокопатели которые подрезывают корни свеклы на известной глубине и приподнимают их настолько, что они легко затем вынимаются руками.

Вынутые из земли корни отряхиваются, очищаются от приставшей земли тупой стороной ножа. Головка срезывается настолько высоко, чтобы листья не осыпались, а как бы ею скреплялись. Корень толщиной менее 1 см обрезаются, а также удаляются и разветвления. По мере очистки корни складываются в бурты и прикрываются листвою, чтобы предупредить увядание наружных слоев. Подобное прикрытие пригодно только на короткое время, так как листья вызывают загнивание. Если же бурты остаются в поле долго, то применяют засыпку землей. Средний урожай у нас составляет 15000—16000 кг; за границей около 30000 кг на десятину.

Кроме корней, в качестве побочного продукта, получается 25—40% по весу корни листьев. Листья богаты водой и поэтому плохо сохраняются. Их стараются использовать на корм, для чего подвергают силосованию. Иногда сушат наподобие жомы; часто значительные количества ботвы остаются в поле и используются в качестве удобрения.

Селекция свеклы. Для получения семян свекловицы культуру ее приходится продолжать и на второй год. При этом для получения лучших сортов свеклы пользуются методами отбора или селекцией. Для этого осенью первого года отбирают лучшие по экстерьеру корни—физическая селекция. Корни обрезают, но так, чтобы сохранились почки, для чего от ботвы всегда оставляются листовые корешки. Отобранная свекла хранится с особенной тщательностью в буртах, с земляной крышкой или в подвалах. Зимой производится отбор свеклы по сахаристости—химическая селекция. Из отобранных таким образом, на селекционных станциях и размноженных корней свеклы получают корни элитных высевочных посадок, какковые высаживаются на стационарных землях и дают урожай маточных семян. Маточные семена высылаются заводам и высеваются на заводских землях, в так называемых маточных посевах свеклы. Эти посева дают урожай высадок свеклы, которые хранятся в течение зимы и высаживаются весной на заводских землях для получения фабричных семян (около 80 пуд. с десятины). Полученная из фабричных семян свекла

поступает на переработку. На месте бывшего завода, использованного для производства сахара, выделено для сахарного производства.

НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКАЯ БИБЛИОТЕКА ВССР

НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКАЯ БИБЛИОТЕКА ВССР

В. П. ...

1595
5695
777
5375

Из сортов свеклы, полученных путем отбора, наибольшим распространением пользуются: „Вильморен“ и „Клейнванцлебен“. Первый сорт выведен во Франции в 1850 г. Вильмореном, второй—в Германии в конце 50-х годов. Насколько велико влияние селекции на сахаристость свеклы видно из того, что содержание сахара в ней поднялось от 2—5% до 18—19%, а иногда и выше. Вместе с тем уменьшается количество несахара в свекле, вследствие чего увеличиваются и выхода кристаллического сахара.

Вредители. В период роста свекла, как и большинство других растений, подвергается различным опасностям—метеорологическим условиям и нападению вредителей. Первое составляют: повреждение уренниками, градобитие, выдувание (действие ветра на передвижение почвы) и израстание свеклы, т.-е. появление претонного стебля в первый год культуры, сопровождающееся одревеснением корня и уменьшением его сахаристости. Из вредителей наиболее частый вред оказывают: долгоносик, нематода, совка и луговой мотылек.

Свекловичный долгоносик (рис. 8) появляется в начале апреля. Когда появляются всходы свеклы, он начинает питаться ими. Если растение успело окрепнуть, то вред становится мало ощутительным. Меры борьбы с ним заключаются в собирании жучков, опрыскивании швейнфуртской зеленью и хлористым барием.

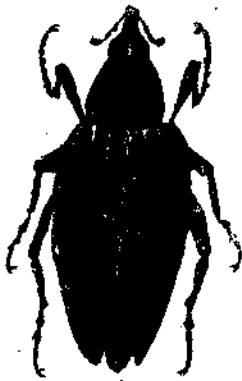


Рис. 8. Свекловичный долгоносик.



Рис. 9. Нематода.



Рис. 10. Озимая совка.

Нематода (рис. 9) принадлежит к породе круглых червей и поражает корни свеклы. Поражаемая нематодой свекла не погибает, но приостанавливается в своем развитии, листья желтеют, атрофируются, корень остается тонким и малосахаристым. В качестве меры борьбы рекомендуется: правильные севообороты, глубокая обработка, должное удобрение.

Личинки лугового мотылька и совки объедают листья свеклы. (Рис. 10).

Для борьбы с ними рекомендуется:

- 1) Рыть канавку на пути движения для их уничтожения.
- 2) Сжигать солому для их окуливания.
- 3) Опрыскивание инсектицидами.

Из растительных паразитов наибольший вред приносит корнеед. Болезнь состоит в поражении корня грибом. Лучшее средство борьбы—выбор устойчивых сортов, получение здоровых семян и, вследствие этого, получение сильных всходов.

III. Работы подготовительные.

Доставка свеклы. С поля свекла доставляется на заводский двор. Для ее доставки в настоящее время пользуются:

1. Волами.
2. Лошадьми.

3. Железной дорогой.
4. Баржами на реках.
5. Грузовыми автомобилями.
6. Подвесной железной дорогой.
7. Гидравлическим транспортером.

Невозможно сказать, какая из перечисленных систем является наиболее экономичной. Всегда необходимо учитывать такие факторы, как количество свеклы, расстояние на которое транспортируется свекла и время транспортирования.

Выгрузка свеклы. Выгрузка свеклы производится обычно вручную, но за границей, по мере того, как рабочие руки становятся дороже, начинают применять механические установки: 1) подвесные железные дороги, 2) механическая разгрузка вагонов, помощью наклона вращающейся около оси площадки, на которую подается вагон со свеклой; 3) иногда применяют для разгрузки цепь с крючком, перекинутую через блок; крючком зацепляют повозку с одной стороны, помощью мотора наматывают цепь вследствие чего повозка наклоняется и выгружается, 4) гидранты или метод разгрузки помощью воды, дающий хорошие результаты и применяемый как при разгрузке вагонов, так и при разгрузке повозок.

Сущность способа в следующем: на находящуюся в вагоне свеклу пускают воду под давлением 1—2 атмосфер при помощи конца трубы, которой можно давать различные уклоны.

Одна из таких систем, Fölsche—изображена на рисунке 11.

Труба прикреплена неподвижно. Вагоны всегда подходят к одному месту, где и разгружаются. Свекла падает в транспортер с водой и сплавляется.

Другие системы, как Lemaître Raimbert, имеют необходимую проводку воды над вагонами. Для разгрузки в нескольких местах имеются приборы. Параллельно проводке идет транспортер, куда падает свекла и увлекается водой.

Вагон в 20 т разгружается в 5 минут. Рабочих требуется при разгрузке двое.

Приемка свеклы. Доставляемая на завод свекла подвергается приемке, заключающейся в следующих операциях:

- 1) взвешивание, 2) анализ сока, 3) определение засоренности.

Взвешивание производится на сотенных весах каждого ваза в отдельности. При приемке приходится обращать внимание на чистоту поступающего бурака, так как в противном случае придется за грязь платить, как за бурак; с другой стороны, сильно загрязненный бурак затрудняет работу моечного отделения. Вместе с бураками не должны поступать листья, способствующие при хранении свеклы в буртах ее быстрому загниванию. Хвостики и головки должны быть хорошо обрезаны, так как в этих частях свеклы находится менее всего сахара, а главным образом несахар, который в процессе производства препятствует выделению сахара в кристаллическом виде.

Для анализа свеклы от принятой партии отбирают пробу, направляемую в лабораторию. Анализ в лаборатории, исполненный согласно инструкции химиком, дает представление о качестве свеклы. При этом, хорошей свеклой считается свекла, содержащая от 17%; средней—от 15% и плохой—от 12—14%.

Если свекла сильно загрязнена, головки и хвостики плохо обрезаны, тогда берут часть лабораторной пробы, взвешивают ее, очищают и взвешивают снова; разность дает вес примесей, которые выражаются в процентах и в зависимости от выработанных на заводе норм приемки на них делается скидка. Обычно, засоренность свеклы не должна превышать 5%; в случае превышения установленного процента производится скидка.

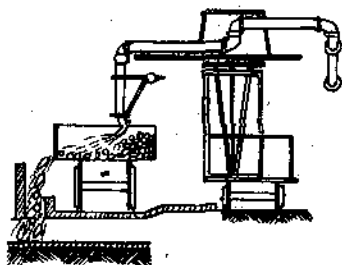


Рис. 11. Система Fölsche.

Хранение в кагатах. Принятую свеклу впрямь до переработки сохраняют на территории завода, в буртах, на кагатном поле. Бурты представляют собой большие кучи трапециевидального сечения, высотой от $1\frac{1}{2}$ до 2 м, при произвольных размерах. Емкость буртов составляет 1—2 тысячи тонн, иногда более. На одном гектаре помещается до 6000 т. Для хранения свеклы нужно сухое возвышенное место.

В виду возможности перегрева свеклы и связанных с этим потерь сахара, бурты должны быть вентилируемы. Для вентилиции и регулирования температуры устраивают поддувала, представляющие собой не что иное, как канаву, идущую вдоль бурта. Канавы перекрываются, чтобы свекла не могла в нее проваливаться, а воздух мог бы свободно проходить в бурты. Для наблюдения за температурой, во время укладки свеклы в бурты вставляют деревянные трубы, в которых помещаются термометры.

Бурты сверху прикрываются соломой, что предохраняет свеклу от увядания, но в то же время не замедляет обмена воздуха. С наступлением морозов для предохранения от замерзания верхних слоев свеклы слой соломы увеличивают. С боков свекла также прикрывается сперва соломой, а затем присыпается землей, слой которой с наступлением холодов увеличивают до 0,5—0,75 м. Расход соломы около 0,2% по весу свеклы. Температура свеклы в кагатах не должна быть выше 2—4° С.

Пример. Завод перерабатывает в сутки 1000 т свеклы. Каково должно быть кагатное поле, если продолжительность работы завода = 100 дням. За кампанию переработано будет 100000 т. Если в кагатах хранится 60% всего количества свеклы, то в таком случае на поле должно быть уложено

$$100000 \times 0.60 = 60000 \text{ т.}$$

Так как на одном гектаре укладывается, считая на проезды 5—10%, около 6000 т, то отсюда площадь поля равна:

$$60000 : 6000 = 10 \text{ га.}$$

Потери сахара при хранении. Давно было известно, что при хранении в кагатах содержание сахара в свекле уменьшается. Причины этого долгое время были неизвестны, пока в 1873 г. А. Heintze не указал, что эти потери обуславливаются дыханием свеклы, в результате чего сахар окисляется в углекислоту и воду. Strohmeyer'ом были произведены научные опыты и изыскания, выяснившие качественную и количественную стороны этого процесса.

Выводы его сводятся к следующему:

- 1) При усиленном дыхании больше теряется сахара.
- 2) Потери сахара в большой свекле больше, чем в здоровой.
- 3) Кроме потерь, в процессе дыхания имеют место потери сахара и другими путями.
- 4) Задержка воздуха не препятствует процессу дыхания, но несколько его задерживает, следствием чего являются более глубокие процессы разложения.
- 5) Дыхание ослабевает с понижением температуры. Поэтому желательно держать по возможности низкую температуру в кагатах, но не ниже 1°.
- 6) Незрелая свекла дышит сильнее здоровой, а следовательно, и больше теряется сахара.

Потери сахара по Classen'у составляют в сутки 0,01%, в период от октября до ноября для открытых буртов и для больших покрытых землей 0,019%; к этим же цифрам пришел и E. Saillard, при чем он нашел, что для верхних слоев потери составляют 0,02%.

Отсюда вывод: бурты не должны быть особенно велики и предпочтительней, если они оканчиваются ровной поверхностью (Карлсон), так как при конической верхушке образуется нечто вроде трубы, вызывающей усиленный обмен воздуха в глубоких слоях свеклы, это способствует ее более быстрому

изменению. На основании данных Немерчанской станции приводим таблицу потерь сахара в русских условиях. (Табл. 14).

Как видно из этой таблицы, потери в сахаре при хранении свеклы от 12/х по 15/1 составляет 3,69%, что в сутки составляет 0,039%.

Кроме этих потерь сахара, непосредственно идущих на процесс дыхания, с производственной точки зрения являются нежелательными еще следующие процессы разложения в свекле:

1) Образование из сахарозы инвертного сахара (в свежесорванной свекле, без головки, инвертного сахара не имеется—Е. Saillard).

2) Частичные изменения белковых веществ.

Инвертный сахар не только представляет собой потери кристаллического сахара, но он на дальнейших станциях производства разлагается под действием щелочей (извести) с образованием окрашенных продуктов. Что касается белковых соединений, то они при разложении дают амидосоединения, не осаждающиеся при очистке; они обуславливают в производстве падение щелочности и поляризации при выпаривании и варке.

При хранении свеклы наблюдаются не только потери в весе, связанные с разложением составных частей свеклы, но также потери, обусловленные состоянием погоды. В дождливое время, особенно, если свекла была достаточно суха в момент укладки, наблюдается увеличение веса. Наоборот при сухой и теплой погоде замечается уменьшение веса, обычно в размере 5—10% по весу свеклы. При нашем суровом климате еще приходится учитывать влияние морозов. Различают примерзание и замерзание свеклы (Sacks). В первом случае процесс происходит при температуре—1° С. При этом процессе образование льда происходит только в межклеточном пространстве, но не внутри клетки. Так как в межклеточном пространстве вода отсутствует, то для образования льда служит вода клеточной оболочки, протоплазмы и клеточного сока. Примерзание не вызывает разрушения свеклы. При медленном оттаивании еще может сохраниться нормальный вид, но при быстром оттаивании, как и при мерзлой свекле, наблюдается быстрая порча. Работа с замерзшей и затем оттаившей свеклой сопровождается значительными затруднениями, так как составные части клетчатки переходят в сок и ухудшают его качество. Кроме того, при замерзании увеличивается кислотность свеклы.

Бурачная. С кагатного поля свекла поступает в бурачную. Подача свеклы производится волами, лошадьми, вагонетками, подвесными железными дорогами, механическими транспортерами, гидравлическими транспортерами как постоянного, так и переносного типа. Выбор того или иного способа доставки зависит от различных факторов—суточной производительности завода, местных условий. Бурачная иногда устраивается на кагатном поле, обычно же при заводе.

Бурачная представляет собой крытое помещение, вдоль которого располагаются два-три закрома с пологими стенками под углом в 45°, т.-е. угла трения свеклы так как в противном случае замедляется ее подача из закромов в транспортер. Стенки делаются из досок, иногда из брусьев. Внизу закрома устраивается кирпичный гладко оштукатуренный или железный желоб, служащий для подачи водой свеклы в мойку. Размеры бурачной, во избежание задержки в доставке свеклы, делаются равными для вмещения до полуторасуточной переработки свеклы заводом; большая емкость излишня, так как дает возможность залеживаться буракам,

Таблица 14.

Д А Т А	Содержание сахара в свекле в %
12 октября	20,02
30 "	19,41
15 ноября	18,26
30 "	17,66
17 декабря	17,05
15 января	16,33

Закрома располагаются параллельно друг другу, но вполне изолированно, так, чтобы каждый из них мог быть выгружаем и загружаем друг от друга независимо. Ширина бурачной при 2-х закромах делается не менее 12 м, считая на проезд 2-х подвод и проход для людей; высота закромов—4—6 м. Для загрузки бурачной над закромами делаются в поместе люки или решетки. Необходимо принимать меры, предупреждающие попадание людей и лошадей в закрома. С этой целью у решеток делаются площадки шириной 0,5 м и борты; планки решеток располагаются на расстоянии 0,45 м одна от другой. В месте соединения стенок закрома с транспортером должны быть оставлены выступы шириной в 20 см, так, чтобы рабочий мог ногою вполне на них опереться. Если позволяет рельеф местности, то удобней устраивать пол второго этажа бурачной в уровень с землей, в противном случае приходится делать въезды в виде деревянного помоста или земляного. В этом случае уклон делается не более 100 мм/пог. м.

Пример. Определить размеры бурачной для завода, перерабатывающего в сутки 1000 т свеклы.

Примем емкость бурачной равной суточной переработке завода, т.е. 1000 т. Вес 1 куб. м свеклы равняется 0,6 т отсюда емкость бурачной должна быть $v = 1000 \times 0,6 = 1700$ куб. м. Ставим 2 закрома, емкостью каждый по $v = 850$ куб. м.

Принимаем следующие размеры бурачной (рис. 12): угол наклона стенок $\alpha = 45^\circ$, высота конической части $h_1 = 4$ м; высота прямоугольной части $h_2 = 1$ м.

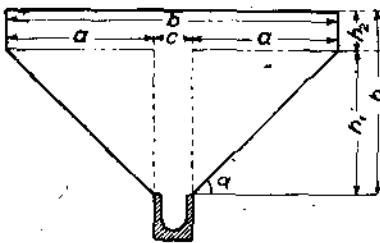


Рис. 12. Бурачная.

Общая высота закрома:

$$h = h_1 + h_2 = 5 \text{ м.}$$

Ширина закрома состоит из частей $a + c + a$, где $a = h$, а c примем равной 1 м, следовательно, вся ширина:

$$b = 4 + 1 + 4 = 9 \text{ м.}$$

Площадь поперечного сечения будет:

$$S = \frac{9+1}{2} \times 4 + 9 \times 1 = 29 \text{ кв. м.}$$

Длина закрома $l = 850 : 29 =$ около 26 пог м. Прибавляя около 4 м на откосы по концам закромов, в целях более удобного обслуживания транспортеров, получим длину бурачной $L = 30$ м. Ширина всей бурачной при устройстве въездов над закромами будет:

$$D = 2 \times 9 = 18 \text{ м.}$$

Въезд делаем земляной, с уклоном 80 мм/пог. м. Полагая, что пол второго этажа находится на высоте 4 м над землей, длину въезда получим:

$$= 40 : 0,08 = 50 \text{ м.}$$

Транспортер. Гидравлический транспортер введен Редигером в 1880 г. Конструкция его проста, устройство дешево и уход незначительный. Существенным его недостатком является большой расход воды, увеличение сточных вод, потери сахара от вымывания в срезах в количестве 0,01—0,02%. Увеличение веса свеклы от прилившей воды—до 1%.

Для достижения некоторой экономии в воде, последнюю после работы на транспортере очищают в отстойниках с добавлением извести и насосом возвращают для работы на транспортер. Время от времени эту воду освежают барометрической водой, без чего отработавшая несколько раз вода быстро загнивает. Температура воды поддерживается не выше 20—24° для избежания излишних потерь сахара.

Расход воды на транспортер зависит от его устройства и ухода. При рациональном его устройстве к увеличению расхода воды ведет неравномерная подача свеклы рабочими. Обычно, расход воды составляет 600—800% по весу свеклы, т.е. 6—8 л на 1 кг свеклы. При большой длине транспортера это количество увеличивается до 15—20 л. Транспортеры бывают кирпичные, гладко цементированные, керамические глазурованные или железные, клепанные из листов толщиной 3—4 мм; соединение делается в притык. Уклон делается по прямой линии 8—10 мм, на закруглениях 10—12 мм; наиболее распространенное и простое сечение транспортера—полу-круглое с отвесными стенками (рис 13). Для определения размеров сечения транспортеров можно пользоваться формулой:

$$b^2 = \frac{Q}{400} = \frac{R}{66,5} \text{ и } h = 2b,$$

где: b — диаметр жолоба в дециметрах,

Q — количество воды в литрах,

R — количество переработанной свеклы в тоннах в сутки,

h — высота жолоба.

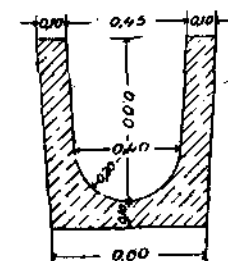


Рис. 13. Профиль гидравлического транспортера.

Диаметр водяной трубы практически в зависимости от переработки бывает:

На 300 т переработанной свеклы	125—150 мм
” 600 ” ” ” ”	175—200 ”
” 900 ” ” ” ”	225—250 ”
” 1200 ” ” ” ”	275—300 ”

Пример. Определить размеры транспортера для переработки 1000 т в сутки.

По формуле $b^2 = \frac{R}{66,5}$, так как $R = 1000$, имеем:

$$b = \sqrt{\frac{1000}{66,5}} = 3,9 \text{ дм} = 390 \text{ мм},$$

и следовательно:

$$h = 2b = 780 \text{ мм}.$$

Расход воды определяется из уравнения:

$$\frac{Q}{400} = \frac{R}{66,5},$$

Q составляет около 6000 т, т.е. 600%.

Для подачи свеклы с кагатного поля в бурчаную применяются переносные транспортеры, поддерживаемые колесами на расстоянии шести метров друг от друга. Диаметр питающего рукава 25 см.

Шнеки. Из транспортера свекла поступает вместе с водой в мойку. Однако, такое устройство по местным условиям редко бывает возможно, так как мойка чаще устанавливается выше транспортера. В этом случае существуют особые приборы для подъема свеклы в мойку. Сюда относятся: шнек, подъемное колесо и маунт-насос (эмульсор).

Шнек (рис. 14) представляет из себя винт, вращающийся в жолобе, склепанном из железных листов. В нижней части жолоба имеется уширение для приемки свеклы. Шнеки устанавливаются под углом не более 40—45°, так как в противном случае свекла вынадеет. Употребительные размеры шнеков: D —от 500 до 800 мм, длина 8—6 м; число оборотов в минуту 12—16.

Для определения производительности шнека, пользуются следующей формулой:

$$Q = \pi \frac{D^3 - d^3}{4} S \frac{n}{60} \gamma \lambda,$$

где: Q — количество свеклы, перерабатываемое в 1 секунду,
 D — диаметр шнека в метрах,
 d — диаметр вала " "
 λ — 0,4 объемная степень полезного действия,

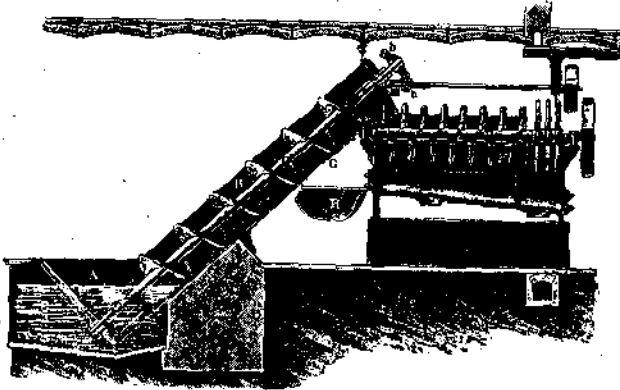


Рис. 14. Шнек для свеклы.

Так как в секунду свеклы перерабатывается около 12 кг, то $Q = 12$.

Если

$$d = 0,15 D; S = 0,5 D; n = 20; \gamma = 600; \lambda = 0,4$$

то:

$$D = 0,730; d = 0,110; S = 0,365 \text{ м.}$$

При длине шнека $L = 6$ м и $\alpha = 30^\circ$ расход мощности получим:

$$N = 0,06 \times 6 \times 12 \times 1,5 = 6,5 \text{ л. с.}$$

Подъемное колесо. Употребляемые подъемные колеса (рис. 15) имеют диаметр 4—8 м. Ширина обода делается около 0,3—0,6 м. Число ковшей—30—50. Ковши бывают дырчатые, чтобы дать возможность стекать воде, и сплошные, когда по местным условиям для удаления отработавших вод, их приходится поднимать на некоторую высоту. Число оборотов в минуту от 1 до 4 при окружной скорости около 0,7 м/сек.

Производительность колеса определяется по формуле:

$$Q = \frac{\lambda n z q}{60}, \text{ откуда } q = \frac{Q 60}{\lambda n z},$$

где: Q — объем подаваемой свеклы в куб. м/сек
 λ — степень наполнения,
 n — число оборотов,
 z — число черпаков,
 q — объем свеклы, вычерпываемой одним черпаком.

Пример. Рассчитать подъемное колесо для завода, перерабатывающего 1000 т свеклы в сутки при подъеме ее на 5 м.

Так как колесо поднимает бурок на высоту $\frac{4}{5}$ от своего диаметра, то последний определим из расчета:

$$D = 5 : \frac{4}{5} = 6,3 \text{ м.}$$

S — ход винта в метрах,
 n — число оборотов в минуту,
 γ — вес 1 куб. м свеклы.

Расход силы определяется по формуле:

$$N = \mu Q l (1 + S n \alpha),$$

где: Q — производительность в сек в кг.

l — длина шнека,

α — угол наклона,

μ — 0,03 — 0,07.

Для завода, перерабатывающего 1000 т свеклы в сутки, размеры шнека получим следующие:

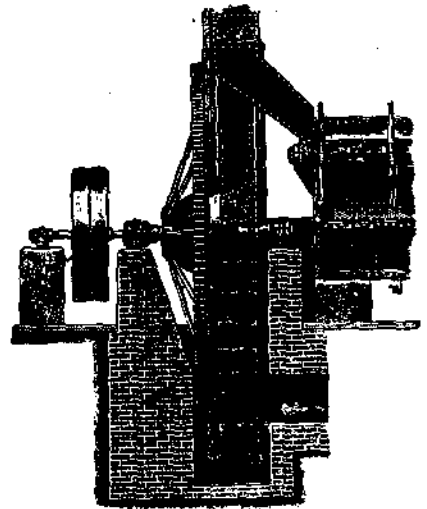


Рис. 15. Подъемное колесо.

Для расчета примем далее следующие величины:

$$Q = 0,02 \text{ куб. м/сек}$$

$$\lambda = 0,4 \text{ " "}$$

$$z = 40,0 \text{ " "}$$

$$n = 2,0 \text{ " "}$$

тогда:

$$q = \frac{0,02 \times 60}{0,4 \times 2 \times 40} = 0,04 \text{ куб. м.}$$

Так как объемная степень полезного действия черпака принята $\eta = 0,4$, то геометрическая его емкость получится:

$$V = 0,04 : 0,4 = 0,1 \text{ куб. м.}$$

Находим длину черпака:

$$L = \frac{\pi d}{40} = \frac{3,14 \cdot 6,3}{40} = 0,5 \text{ м.}$$

Принимая ширину $b = 0,5 \text{ м.}$ находим глубину черпака:

$$h = 0,1 : (0,5 \times 0,5) = 0,4 \text{ м.}$$

Расход силы определяем по формуле:

$$N = \frac{QH}{75 \cdot \eta} \text{ л. с.}$$

где: Q — количество подаваемой свеклы $= 12 \text{ кг сек.}$,

H — высота подъема свеклы, $= 4 \text{ м.}$

η — коэффициент полезного действия $= 0,2$.

отсюда:

$$N = \frac{12 \times 4}{75 \times 0,2} = 3,2 \text{ л. с.}$$

Маммут-насосы. Действие маммут-насосов основывается на принципе сообщающихся сосудов, выражаемом уравнением:

$$S_1 h_1 = S_2 h_2,$$

где h_1 — высота жидкости в I сосуде

h_2 — " " " II "

S_1 — плотность жидк. " I "

S_2 — " " " II "

Написанное уравнение словами выразится так: высоты уровней жидкостей в сообщающихся сосудах обратно пропорциональны плотностям их, т.е.

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{S_1}{S_2}.$$

Таким образом, менее плотная жидкость будет стоять на большей высоте, чем более плотная.

В насосе Маммута это осуществляется (рис. 16)

U-образной трубкой с неровными коленами. Вода и свекла поступают в короткое колено. В нижней части длинного колена поступает сжатый воздух, который, эмульгируя воду, делает ее более легкой. Под давлением, которое вследствие этого создается в малом колене, вода и свекла поднимаются на некоторую высоту, поступают на наклонную решетку, где происходит разделение—вода стекает, а свекла идет в мойку.

Диаметр U-образной трубки должен быть не менее 0,8—0,35 м. Производительность насоса зависит от относительной высоты колен U-образной трубы и давления воздуха. К его преимуществам должно отнести простоту конструкции и обслуживания.

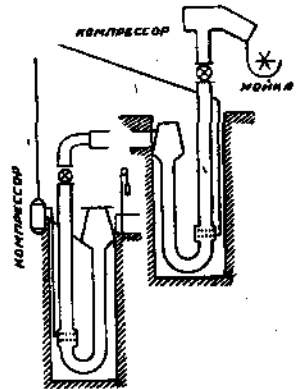


Рис. 16. Маммут насос.

Для расчета может служить формула: $H = \frac{h_1 (S_1 - S_2)}{h_2}$,

где H — разность высоты уровней в сообщающейся трубе.

К недостаткам маммут-насоса нужно отнести необходимость устройства глубокой шахты и большой расход силы. Расход силы на компрессор, при подъеме свеклы около 40 т/ч. на высоту 5 м по Gredinger'у ≈ 9 Л. С.

При определении производительности маммут-насосов можно пользоваться следующей таблицей:

Таблица 15.

Соотношение между глубиной погружения и высотой подъема	Высота подъема	Необходимое количество воды литров в 1 минуту	Количество воздуха при атмосферном давлении литров в 1 минуту	Потребность воздуха при атмосферном давлении на литр расходуемой воды	Полезное действие между работой треб. колич. воды и индикаторн. работой компрессора в %/о
4 : 2	15,41	210	537,5	2,49	44,5
4 : 2	15,83	315	992	3,17	34,7
4 : 2	15,72	342,5	1294	3,72	27,9
3 : 2	14,265	232	568	2,45	41,5
3 : 2	14,74	339,5	1021	3,01	32,9
3 : 2	14,795	360	1254	3,48	27,2
1 : 1	17,61	178	587	3,30	42,3
1 : 1	17,94	257,5	992,5	3,85	35,0
1 : 1	18,05	285	1030	4,67	27,2

Мойка. В настоящее время употребляются только горизонтальные мойки с кулаками. Конструкция их различна, но существенной их частью является вал, вращающийся в открытом корыте. На валу винтообразно расположены кулаки, для перемешивания и передвижения свеклы. (Рис. 14).

Земля, отделившаяся от свеклы в мойке, проходит сквозь отверстия в дне и падает на второе нижнее дно; откуда по мере надобности и удаляется. Камни, попадая на верхнее дно, с него скатываются в углубление во втором дне, оттуда также по временам удаляются. Славен советует, чтобы кулаки на валу, в головной части мойки, были тесно расположены, чтобы дать возможность свекле, при трении друг о друга, лучше удалять приставшую грязь. Но раз грязь в значительной степени отмыта, кулаки должны быть помещены реже, дабы камни лучше отделялись. Части мойки, где собираются камни, должны легко и быстро очищаться, что обычно достигается особым устройством открывающихся шиберов. Расход воды на мойку составляет 30—40% по весу свеклы. В целях экономии отработавшая в мойке вода направляется в отстойники для очистки и затем опять идет в работу на транспортер. Хорошая работа мойки, безусловно, необходима, так как она облегчает работу резки и обуславливает нормальную работу на диффузии.

Мойка должна быть помещена в высоком, светлом помещении и так, чтобы к ней был доступ со всех сторон для осмотра. В целях предосторожности необходимо, чтобы мойка была ограждена стенками в барьером, площадки должны быть прочно укреплены и снабжены барьером.

Для определения объема мойки Heintze дает следующую формулу:

$$V = \frac{Qt}{\gamma}$$

где Q — количество перерабатываемой в 1 минуту свеклы,
 γ — вес 1 куб. м свеклы (600 кг),
 t — число минут, необходимых для вымывания свеклы.

Считая время вымывания наиболее загрязненной свеклы около 6 мин. для завода, перерабатывающего 1000 т свеклы в сутки, или 694 ≈ 700 кг в минуту, имеем объем мойки

$$V = \frac{694 \cdot 6}{600} \approx 7 \text{ куб. м.}$$

Для определения расхода силы на мойку можно пользоваться формулой:

$$N = \mu Ql,$$

где Q — производительность в кг/сек,

l — длина мойки,

μ — коэффициент = 0,2.

Если $Q = 12$ кг/сек (1000 т в сутки), $l = 6$, то

$$N = 0,2 \times 12 \times 6 = 14,4 \text{ л. с.}$$

Элеватор. Из мойки свекла подается или непосредственно элеватором на резку, для чего мойки снабжены особой конструкции лопастями, или чаще шнеком подается на элеватор. В этом случае, шнек устанавливается таких же размеров, как и для подачи свеклы из транспортера в мойку. Особым желобом шнек соединяется с элеватором. По желобу свекла падает в элеватор. Назначение элеватора — подача свеклы в резку. Элеватор состоит (рис. 17) из деревянной или железной станины, в которой вверху и внизу укреплены два вращающихся барабана. Через барабаны перекинута стальная цепь, на которой насажены треугольной формы черпаки. Свекла поступает по наклонной решетке в карманы и поднимается наверх. Для стока воды карманы делаются дырчатыми. В виду того, что в работе одна сторона нагружена, а другая, нисходящая, в это время идет свободной, то элеватор имеет наклонность пойти с грузом вниз, чему препятствует ремень, движущий элеватор. В случае обрыва ремня, элеватор с большой скоростью пошел бы вниз, что могло бы повести за собой несчастия; во избежание этого элеватор снабжается храповым колесом. Точно так же необходимо наблюдать за изнашиваемостью цепи, так как цепь обычно выдерживает не более двух производств и при дальнейшей работе не выдерживает и обрывается. Самая станина должна быть, во избежание несчастных случаев, обшита досками. В практике размеры элеваторов и их частей бывают в пределах:

карманы:	ширина	от 350	до 600	мм,
	высота	„ 280	„ 450	мм,
	вылет	„ 310	„ 450	мм,
расстояние карманов	„ 6	„ 20	мм,	
диаметр барабанов	„ 1	„ 1,3	м,	
скорость движения	„ 0,5	„ 0,7	м/сек.,	
полная высота элеваторов „	15	„ 16	м,	
расход силы	3	„ 6	л. с.	

Для определения расхода силы служит формула:

$$N = \frac{qv}{75\eta},$$

где q — количество свеклы, подаваемое элеватором в 1 сек.,

v — скорость движения в секунду = 0,5 — 0,8 м/сек.,

η — коэффициент полезного действия = 0,4 — 0,5

Пример. Определить размер и расход силы для элеватора производительностью 1000 т свеклы в сутки при подъеме на высоту $H = 15$ м.

Принимаем: диаметр барабанов = 1,3 м,

поступательная скорость карманов = $v = 0,7$ м/сек.

расстояние между карманами = 0,020 м,

высоту ковша $h = 0,500$ м,

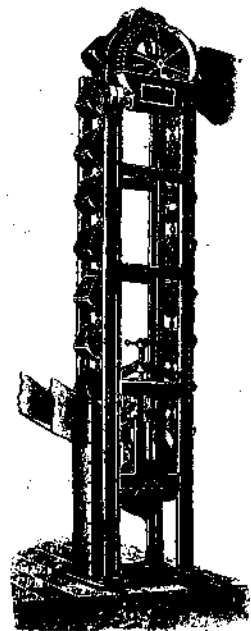


Рис. 17. Свекловичный элеватор.

число карманов или ковшей:

$$n = \frac{2H + \pi D}{0,50 + 0,020} = 66 \text{ ковшей.}$$

Каждый ковш делает оборот в течение

$$t = \frac{2H + \pi D}{v} = \frac{2 \times 15 + 3,14 \times 1,3}{0,7} = 490 \text{ сек.}$$

Каждый ковш за сутки поднимает свеклы:

$$\frac{1.000.000}{66} = 15852 \text{ кг.}$$

Число оборотов ковша в сутки:

$$\frac{24 \cdot 60 \cdot 60}{490} = 1768 \text{ оборота.}$$

За один раз ковш подает:

$$\frac{15852}{1768} = \text{около } 9 \text{ кг.}$$

Принимая коэффициент наполнения ковша = 0,3, определим емкость ковша

$$V = \frac{9}{0,3 \cdot 600} = 0,05 \text{ куб. м.}$$

где 600 — вес 1 куб. м. свеклы в кг.

Высота ковша h , как сказано выше, = 0,50 м, задаемся шириной $v = 0,60$ м.

Вылет определяется из выражения:

$$v = \frac{hX}{2} b,$$

отсюда $X = \frac{2V}{hb} = \frac{2 \cdot 0,07}{0,50 \times 0,60}$ и далее: $X = 0,33 \sim 0,35$ м.

Расход силы на элеватор определяется по формуле:

$$N = \frac{qv}{75 \eta}$$

Пусть с нагрузкой идет 30 карманов по 9 кг в каждом,

имеем: $q = 30 \times 9 = 270$ кг, $v \cong 0,7$ м/сек.

тогда $N = \frac{270 \cdot 0,7}{0,4 \cdot 75} = 6,3$ Л. С.

В е с н. Перед поступлением в резку свекла с элеватора проходит через автоматические весы. Чаще всего встречаются весы системы „Хронос“ (рис. 18). Емкость их зависит от производительности завода; так, для завода, перерабатывающего 3000 берк., емкость весов = 300 кг, для 4000 берк. = 400 кг и т. д.

Высота весов около 1850 мм.

Выгрузка весов производится 2 раза в 1 минуту. Весы снабжены счетчиком. Весы являются необходимой основой всего завода

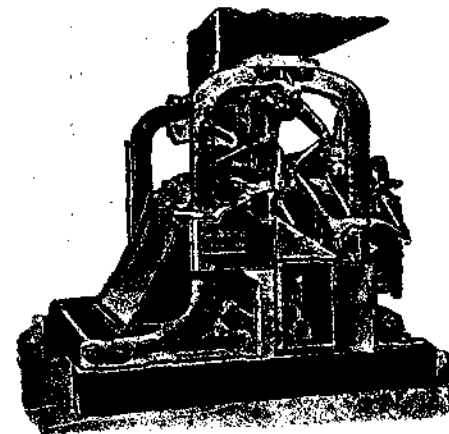


Рис. 18. Автоматические весы „Хронос“ (внешний вид).

для учета и контроля производства. Однако, и до сих пор на большинстве наших заводов они, к сожалению, еще отсутствуют.

IV. Извлечение сока из свеклы.

а) Понятие о диффузии.

Распространенным способом извлечения сока в настоящее время является диффузия. Под явлением диффузии подразумевают способность тел, находящихся в соприкосновении, проникать друг в друга. Таким образом, если в стакан налить раствор медного купероса, а на него слой воды, то увидим, как жидкости постепенно перемешиваются. Это—простая диффузия. Если жидкости разделить полупроницаемой перегородкой, то происходящий обмен веществ называется осмосом. Полупроницаемые перегородки обладают свойством связывать на одной и выделять на другой стороне растворитель. На этом принципе построен осмометр Пфейфера.

Если два раствора разделены непористой, пергаментной мембраной, то сквозь нее могут проходить только кристаллоиды; коллоиды же совсем не переходят. Этот процесс известен под именем диализа и применяется для отделения различных растворимых в воде веществ, на основании разности их скоростей диффузии. Явление диффузии было открыто Парро в 1815 году и более подробно изучено Грвэмом, установившим, что скорость диффузии зависит от природы тела и температуры.

Законы диффузии. Впоследствии Фиком был установлен следующий закон: сила, влекущая молекулы из более крепкого раствора в более разжиженный, пропорциональна разности концентрации растворов.

Если обозначим через:

S —количество вещества, продиффундировавшего в течение времени t ;

q —поперечное сечение цилиндра, заключающего раствор;

c —концентрацию раствора на высоте x (рис. 19);

$c - dc$ —концентрацию на высотах $x + dx$;

то

$$S = -Kq \frac{dc}{dx} t,$$

где K —представляет собой константу, известную под названием коэффициента диффузии. Знак (—) указывает, что диффузия идет в убывающем направлении.

При установлении закона диффузии Фик ничего не говорит о природе сил, под действием которых происходит диффузия. Однако, из наблюдения простой диффузии ясно, что явление происходит аналогично таковому газов. И если в газах диффузия зависит от разности концентраций, а следовательно, и давлений, то аналогично и в растворах диффузия зависит от разности осмотического давления в различных слоях жидкости.

Вследствие того, что осмотическое давление в растворах малой концентрации пропорционально количеству молекул, содержащихся в единице объема, к разбавленным растворам приложимы следующие законы:

1) Закон Вояля-Мариотта: осмотическое давление пропорционально концентрации.

Основное уравнение:

$$PV = RT.$$

Так как объем обратно пропорционален концентрации, то заменяя V через $\frac{1}{C}$, при $T = const$, имеем:

$$\frac{P}{C} = const.$$

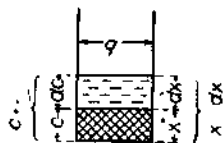


Рис. 19.

Это положение было доказано опытами Пфеффера, как это следует из данных, приводимых в табл. 16.

Таблица 16.

Концентрация сахара в грамах на 100 куб. см	1	2	2,74	4	6
Давление сахара в атм.	0,704	1,34	1,97	2,75	4,06
Давление 1 г сахара в атм.	0,704	0,87	0,72	0,69	0,68

2) Закон Гей-Люссака: осмотическое давление пропорционально абсолютной температуре.

Если в основном уравнении $PV = RT$ V или равная ему величина $\frac{1}{C}$ постоянны, то

$$\frac{P}{T} = const.$$

Это положение также подтверждено опытами Пфеффера, который установил, что осмотическое давление возрастает с температурой по уравнению:

$$P = n \cdot 0,649 (1 + 0,00367 t)$$

для $n\%$ -ного раствора. Полученные данные приведены в таблице 17.

Таблица 17.

Температура	Давление		Разница	Температура	Давление		Разница
	Наблюденное	Вычисленное			Наблюденное	Вычисленное	
6,8	0,664	0,665	+ 0,001	22,0	0,724	0,701	0,023
13,7	0,691	0,681	- 0,01	32,0	0,716	0,725	0,009
14,2	0,671	0,682	+ 0,011	36,0	0,746	0,735	0,011
15,5	0,681	0,686	+ 0,005	—	—	—	—

3) Закон Авогардо: осмотические давления двух растворов равны, если число молекул веществ, растворенных в единице объема, равны между собой.

Действительно, если имеем для одного раствора при постоянной температуре:

$$\frac{P_1}{C_1} = const,$$

а для другого

$$\frac{P_2}{C_2} = const,$$

то ясно, что равенство давлений возможно только при условии, если $C_1 = C_2$.

4) Закон Вант-Гоффа: осмотическое давление не зависит ни от природы растворителя, ни от природы растворимого вещества.

Действительно, как и для газа, произведение объема на осмотическое давление есть величина постоянная

$$\frac{PV}{TR} = 84500,$$

т. е. осмотическое давление растворенного тела (сахара) имеет ту же величину, как и давление вещества, если вообразить последнее в том же объеме в газообразном состоянии и для 1 мол. в литре = 22,41 атм.

Пример. Однопроцентный раствор сахара при $14,2^{\circ}\text{C}$ имеет осмотическое давление $= 52,1$ см.

1% раствор сахара содержит в 100,6 куб. см — один грамм сахара, а так как молекулярный вес сахара 342, то молекула при той же концентрации в 1% займет объем

$$342 \times 100,6 = 34405 \text{ куб. см.}$$

$$\frac{P}{T} = \frac{34405 \frac{52 \cdot 1}{76} \cdot 1033}{273 + 14,2} = 84636.$$

Основываясь на законах осмотического давления, можно вычислить коэффициент диффузии.

На основе данных Шеффера, Грэма и др. Нернст нашел следующие значения для некоторых неэлектролитов (табл. 18).

Таблица 18.

Неэлектролиты	Значение коэффициента диффузии	При температуре
Тростниковый сахар	0,312	9°
Альбумин	0,063	13°

Для электролитов из наблюдений Шеффера имеем:

Таблица 19.

Электролиты	Коэффициент диффузии	Температура	Электролиты	Коэффициент диффузии	Температура
HCl	2,30	18°	NaNO ₃	1,03	18°
KON	1,50	18°	NaCH ₃ CaO	0,78	18°
NaOH	1,40	18°	NH ₄ Cl	1,33	18°
NaCl	1,11	18°	KNO ₃	1,30	18°

Из сравнения двух этих таблиц видно, что скорость диффузии электролитов значительно превосходит таковую неэлектролитов. Если принять $t = 1$ сек. $q = 1$ кв. см. $dc = 1$; $dx = 1$, то

$$S = -k,$$

т.е. под коэффициентом диффузии понимают то количество соли, которое пройдет в 1 сек. через площадь сечения в 1 кв. см, если концентрация раствора на 1 см падает на 1%.

Растительная клетка. Рассмотрим теперь, какие процессы имеют место при извлечении сока из свекловичной стружки.

Растительная клетка представляет собою (рис. 20) мешочек с двумя оболочками, внутри которых находится клеточный сок.

Внешняя оболочка состоит из клетчатки, проницаемой для солей, внутренняя же образована из протоплазмы и может пропускать воду, но не соли, в ней заключающиеся, что можно наблюдать по плазмолизу (рис. 21), т.е. способности сокращаться и расширяться содержимого клетки в соприкосновении с солями другой концентрации, т.е. с неізотоничными растворами. Во время

измельчения свеклы получается от 2 до 5% разорванных клеток, которые легко отдают свой сок, путем простого выщелачивания. Для извлечения же сока из остальных клеток необходимо по Dombas'ю (1830) разрушить их жизненную силу, что достигается нагревом от 60 до 100° С.

Таким образом, можно различить следующие фазы при диффузионном процессе:

- 1-я фаза: выщелачивание содержимого разорванных клеток,
- 2-я " разрушение живых клеток нагревом,
- 3-я " диализ клеточного сока, т.е. собственно процессе диффузии,
- 4-я " растворение частей свеклы, нерастворимых в обычных условиях.

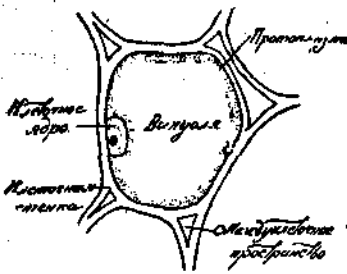


Рис. 20. Клетка.

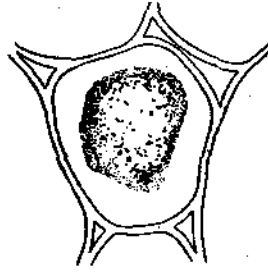


Рис. 21.

Сюда относятся пектиновые и межклеточные вещества. Растворение их происходит под действием тепла и кислотности сока.

Необходимо отметить, что в процессе выщелачивания диффузионный сок по качеству не отличается от клеточного сока, так как составные части последнего полностью переходят в раствор. В процессе

собственно диффузии — диализа вместе с сахаром из клеток диффундируют и другие присутствующие там соли, но в различных количествах, зависящих как от концентрации их, так и от коэффициента диффузии. При этом, присутствие некоторых солей действуют понижающе на диффузию сахара. Так, Herzfeld находит, что вместо одной части, в присутствии K_2SO_4 , в раствор переходит только 0,6 частей сахара, а при KCl только 0,76 частей сахара.

Далее им было установлено, что с повышением температуры диффундирующая скорость солей в присутствии сахара уменьшается. Следовательно, повышение температуры на диффузии благоприятно для сахара, так как скорость диффузии последнего возрастает в большей степени, чем таковая для солей, вследствие чего диффузионный сок всегда по качеству выше нормального.

б) Диффузионная станция.

При изучении диффузии, в заводских условиях, видно, что для ее выполнения необходимы: 1) резка, 2) диффузионная батарея с мерниками, 3) иногда пресс и печь для жома.

В настоящее время употребляются резки двух типов: 1) с вращающимся диском, 2) с вращающимся барабаном.

Резки с вращающимся диском. Резальная машина этого типа (рис. 22) состоит из горизонтального диска, укрепленного на валу, подвешенном в своей верхней части, или в основании покоящемся в подшипнике. В первом случае передаточный механизм устраивается сверху, во втором — внизу. Над кругом свеклорезки устраивается цилиндрической формы приемник для свеклы. В диске имеются отверстия для ножевых рам, с укрепленными на них ножами. При вращении диска ножи описывают кольцо, в плоскости которого и происходит работа ножей. Центральная часть диска не работает и обычно бывает отделена от действующей части диска кожухом. Над диском, на высоте 3—5 мм, помещаются поперечины, которые не дают вращаться свекле вместе с кругом. Скорость вращения дисковых резок 40—60 оборотов в 1 минуту; скорость на окружности резального круга 4—6 м/сек. Производительность около

0,08 — 0,10 м/сек на 100 мм режущей длины ножа; расход силы от 3 до 7 Л. С.

Диски обычно имеют диаметр 1,3 до 1,5 и даже до 2 м. Число отверстий для рам в диске = 12 до 16.

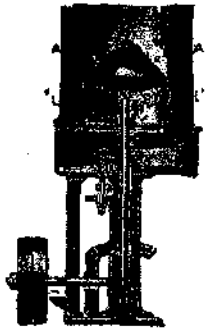


Рис. 22. Свекло-резка.

Для правильности работы резки необходимо определенное давление, которым бы свекла равномерно прижималась к ножам. Это достигается достаточной высотой приемника над диском, при чем высота слоя свеклы в нем должна составлять 1,5—2 м. В настоящее время применяется клиновидный кожух Путьша (рис. 23), дающий более равномерное давление и обуславливающий лучшую работу на резке.

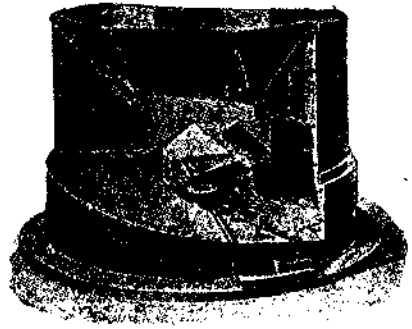


Рис. 23. Клиновидный кожух системы Путьша.

Резки с вращающимся барабаном. Наиболее распространенными резками этого типа являются резка Рассмуса и резка Магена.

Резка Рассмуса. Резка Рассмуса (рис. 24) состоит из вертикального вала, на верхнем конце которого насажен вращающийся конус с лопастями, назначение которых — отбрасывать при движении бураки к ножевым коробкам, расположенным в стенках неподвижного чугунного цилиндра без дна, диаметром 920 мм и высотой 0,35 м. Коробки входят в пазы в вертикальном направлении. Внизу вала насажены скребки для выбрасывания стружки в спускной желоб. Неподвижный чугунный цилиндр окружен чугунным кожухом (диаметр кожуха 1,5 м, высота 0,5 м). Число оборотов вала 100—120 в минуту. Свекла из весов по наклонному железному желобу падает внутрь конуса с лопастями, отбрасывается действием центробежной силы к ножам, движется около них по кругу и нарезывается ими; стружка собирается внутри кожуха и выбрасывается скреб-

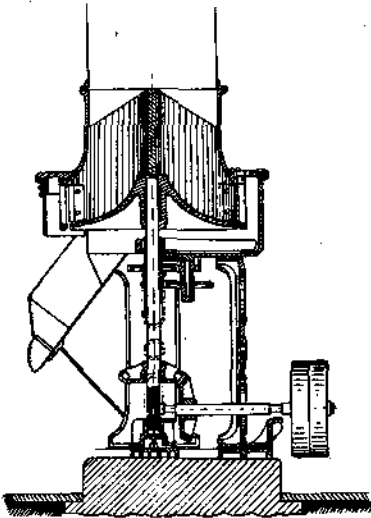


Рис. 24. Резка Рассмуса.

ками на транспортер. Резка дает хорошую стружку. Ее производительность до 3500 берк.

Резка Магена. Резка Магена (рис. 25) состоит из вращающегося горизонтального барабана, в котором ножевые рамы расположены по образующей цилиндра; острия ножей направлены внутрь барабана. Свекла поступает

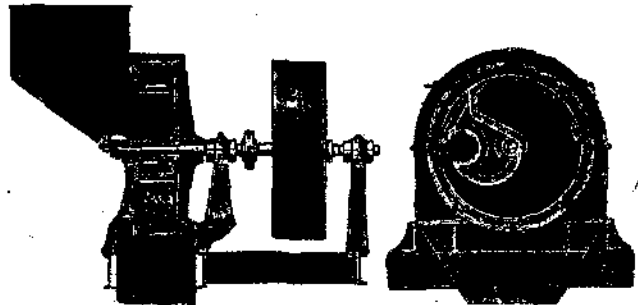


Рис. 25. Барабанная свекло-резка сист. Магена.

в барабан сбоку, по удлиненной изогнутой поверхности, благодаря центробежной силе прижимается к ножам, режется ими и выбрасывается наружу. Соприкосновение свеклы с ножами происходит между кривой поверхностью и нижней частью барабана.

Размер барабана — диаметр 1230 мм, ширина 380 мм, число оборотов 75 — 100 в 1 мин., линейная скорость 6,5 — 7 м/сек. Производительность 0,10 — 0,18 кг/сек на 100 мм режущей длины ножа. Расход силы 8 — 10 Л. С. Суточная переработка 550 — 700 т.

Резка завода „Большевик“ состоит из двух полых валов, входящих один в другой. На внутреннем валу насажен конус с тремя лопастями — улитка, а на внешнем — барабан для ножей — корзинка. Резка приводится в движение помощью двух шестерек на валу, расположенном на общей подставке с резкой. Вращение улитки и корзинки происходит в обратном направлении, как это видно из рис. 26.

Вследствие сложения скоростей улитки и барабана общая скорость резки сильно возрастает, а вместе с тем увеличивается ее производительность. Следующие цифры характеризуют работу резки:

Скорости	Барабана	Улитки	Общая
1	4,26 м/сек	4,74 м/сек	9,00 м/сек
2	5,60 „	6,20 „	11,80 „
3	6,85 „	7,62 „	14,47 „

Производительность резки соответственно 7200 — 9250 — 15000 берк. в сутки. Расход силы ~ 4,5 Л. С. на 1000 берк. Длина стружек достигает 17 м, мезга ~ 3 — 7%. Цифры говорят о хорошей работе резки и ее большой производительности.

Производительность резки может быть определена при допущении, что объем изрезанного бурака пропорционален объему, который описывают режущие ребра ножей¹⁾.

Если подъем ножа — h , размер ножа — a , длина ножа — 100 мм, число режущих жолобов — $\frac{100}{a}$, то площадь режущей части ножа будет:

$$F = \frac{100}{a} \times \frac{ah}{2} \quad (\text{Рис. 27}).$$

Полагая, что $h^2 = a^2 - \frac{a^2}{4}$, или

$$h = \frac{a\sqrt{3}}{2},$$

получим:

$$F = 43,25 a.$$

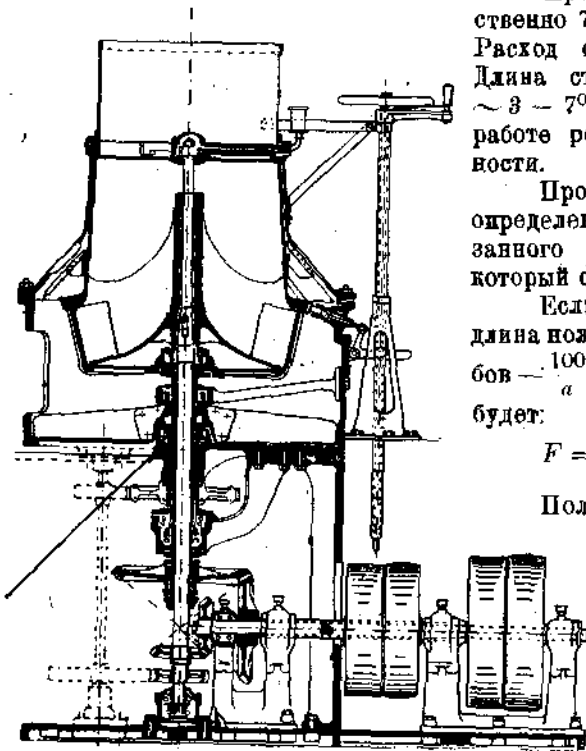
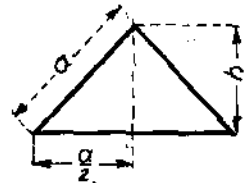


Рис. 26. Резка завода „Большевик“.

Рис. 27.

Расчет резки. Определить размер и число резок для завода, перерабатывающего 1000 т в сутки, или в 1 сек., приблизительно, 12 кг свеклы.

¹⁾ Т.е. производительность резки пропорциональна размеру ножей.

Принимаем производительность резки на 100 мм длины ножей, при скорости 6,0 м = 0,12 кг.

Отсюда требуемая длина ножей

$$(12 : 0,12) \cdot 100 = 10.000 \text{ мм.}$$

Берем 2 резки с суммарной длиной ножей по 5000 мм в каждой. Ставим резки Магена: длина ножей у них 330 мм, в раме 2 ряда ножей, следовательно, режущая длина их 660 мм, отсюда число рам $5000 : 660 = 8$.

Расход силы на резку, считая на 100 мм режущей длины 0,2 Л. С.:

$$N = 0,2 \cdot \frac{10000}{100} = 20 \text{ Л. С.,}$$

а, следовательно, на одну резку = 10 Л. С.

Рамы для ножей (рис. 28). Рамы для ножей изготавливаются преимущественно стальные. В них, кроме гнезд для ножей, имеется планка, устанавливаемая с прозором в 2—3 мм, определяющим толщину стружки. Рамы делаются 280—350 мм длиной и шириной до 180 мм. Ножи в них располагаются в один или в два ряда. Рамы должны удовлетворять следующим условиям:

- 1) они должны быть прочны и неломки,
- 2) по конструкции просты и пригодны для замены одной части другой,
- 3) легко сменяться.



Рис. 28. Рама для ножей Голлера.

Ножи. Диффузионные ножи изготавливаются из стали, форма их весьма разнообразна. Наиболее употребительны теперь типы ножей:

1. Кенигфельдские или Голлера с лезвиями, расположенными (рис. 29) в виде правильных треугольников.

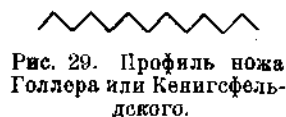


Рис. 29. Профиль ножа Голлера или Кенигфельдского.

2) Направляя — лезвия расположены перпендикулярно плоскости самого ножа.

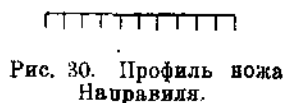


Рис. 30. Профиль ножа Направляя.



Рис. 31. Профиль конькового ножа.

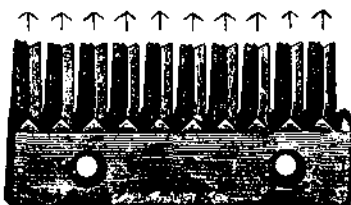


Рис. 32. Пальцевидный нож Путьша.

3. Коньковые — представляющие, до некоторой степени, комбинацию ножей Направляя и Кенигфельдских.

Расстояние между вертикальными стенками ножа от 3 до 7 мм, с делениями на 0,5 мм, т.е. бывают ножи размером 3 мм, 3,5 мм, 4 мм и т. д. Толщина пластинки, из которой фрезеруется нож, 7—9 мм, длина ее 140—190 мм, ширина 70—90 мм. Режущая плоскость расположена только на расстоянии 25—50 мм по ширине ножа.

Иногда употребляются пальцевидные ножи Путьша (рис. 32). Направление каналов у них делается по концентрическим окружностям, в зависимости от оси вращения диска, чем устраняется боковое давление верхних граней на бурак.

По мере работы ножи затупляются и их приходится точить. Точка производится на станках или вручную. Это одна из важных работ, требующих к себе внимательного отношения.

Транспортер. Из резки стружка поступает на транспортер, назначение которого — подача стружки на диффузию.

Транспортеры представляют собой бесконечное полотно, коньковое или резиновое, стянутое на двух барабанах, диаметр коих = приблизительно 800 до 1000 мм.

Ширина паса от 350 до 800 мм. Пасс во избежание провисания поддерживается катками. При вращении барабана пасс движется поступательно и несет падающую на него из-под резки стружку к диффузорам. На станинах паса находится подвижная каретка с жолобами, которая может передвигаться и устанавливаться над нагруженным диффузором. Стружка, дойдя до жолоба и найдя преграду в виде стенки, по жолобу скатывается в диффузор. Иногда транспортеры устраиваются греблевыми. В этом случае на полотне транспортера, на определенном и равном расстоянии друг от друга, расположены рядами пальцы, имеющие вид гребня. Этими гребнями стружка забирается и по нижнему жолобу подается к диффузорам.

Производительность пассивных транспортеров может быть определена следующим образом на конкретном примере.

Пусть для переработки 1000 т свеклы в сутки требуется найти размер пассивного транспортера. Как известно, стружка при падении на транспортер располагается, принимая форму, близкую к сегменту, как изображено на рис. 33, где:

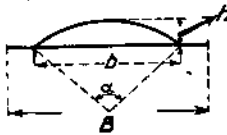


Рис. 33.

α — центральный угол,
 b — хорда,
 h — стрелка,
 B — вся ширина паса.

На основании практических наблюдений можем принять:

- 1) вес одного куб. м стружки при свободном падении равняется 300 кг,
- 2) отношение хорды к стрелке равно приблизительно 3,
- 3) центральный угол на основании последнего положения может быть принят по Hütte (т. I, стр. 55)

$$\alpha = 130^\circ,$$

- 4) поступательную скорость паса примем $V = 2$ м/сек.,

- 5) количество подаваемой стружки в час для данного случая составляет 12 кг/сек., или в объемных единицах

$$Q = 12 : 300 = 0,04 \text{ куб. м.}$$

$$\text{Площадь сегмента } F = \frac{Q}{V} = \frac{0,04}{2} = 0,02 \text{ кв. м.}$$

С другой стороны, по Hütte (т. I, стр. 161) для площади сегмента имеем:

$$F = \frac{1}{2} r^2 \left(\frac{\varphi^\circ \pi}{180} - \sin \varphi \right).$$

Подставляя значения:

$$\begin{aligned} \varphi &= 130^\circ \\ F &= 0,02 \end{aligned}$$

находим

$$r = \sqrt{\frac{F}{0,38}} = 0,235 \text{ м.}$$

Длина хорды по Hütte 1 (т. I, стр. 55)

$$b = 0,235 \times 1,81 = 0,425 \text{ м.}$$

Прибавляя на предохранение потерь стружки от рассыпания по ширине паса величину, равную высоте стрелки, определяемой по Hütte 1 (стр. 55)

$$h = 0,135 \text{ м.}$$

Находим общую ширину паса:

$$B = 425 + 135 = 560 \text{ мм.}$$

Расход силы определим по формуле: $N = \mu l q v$, где:

- l — рабочая длина паса,
- q — колич. свеклы в кг, приходящееся на 1 м паса = вес подав. стружки кг/сек
- v — поступательная скорость паса,
- μ — коэффициент = 0,02.

Примем следующие значения:

$$\begin{aligned} l &= 15, \\ q &= 12 : 2 = 6, \\ v &= 2, \\ \mu &= 0,02, \end{aligned}$$

тогда

$$N = 0,02 \times 15 \times 6,0 \times 2 = 3,6 \text{ Л. С.}$$

Производительность граблевого транспортера может быть установлена по формуле:

$$Q = \frac{q v \lambda \gamma}{a},$$

где:

$$\begin{aligned} Q &\text{— объем подаваемой стружки в куб. м/сек.} = 0,04 \text{ куб. м/сек.}, \\ q &\text{— объем между граблями}, \\ v &\text{— скорость в м/сек.} = 0,4, \\ \lambda &\text{— степень наполнения} = 0,4, \\ a &\text{— расстояние между граблями} = 0,4. \end{aligned}$$

Подставляя данные, получим:

$$0,04 = \frac{q \times 0,4 \times 0,4}{0,4}; \text{ отсюда } q = 0,10 \text{ куб. м.}$$

Расход силы может быть определен по формуле:

$$N = \mu \frac{l p v}{a},$$

где:

$$\begin{aligned} l &\text{— рабочая длина транспортера (принимаем } l = 15 \text{ м)}, \\ p &\text{— вес стружки в объеме между граблями} = 12 \text{ кг}, \\ v &\text{— скорость} = 0,4 \text{ м/сек.}, \\ a &\text{— расстояние между граблями} = 0,4 \text{ м}, \\ \mu &\text{— коэффициент} = 0,03. \end{aligned}$$

Подставляя эти данные, получим:

$$N = \frac{15 \cdot 12 \cdot 0,4 \cdot 0,03}{0,4} = 5,4 \text{ Л. С.}$$

Диффузионная батарея. До 1832 года сок из свеклы извлекался исключительно путем прессования. Однако, этот способ оказался невыгодным, так как давал только 70—80% сока по весу свеклы, тогда как его содержание составляет 92—95%. С целью лучшего извлечения сока из свеклы начинают прибегать к диффузии. В 1832 году Домбасль, в своем способе получения сока, называемом маперацией, впервые указывает на необходимость высокой температуры (65—75° С) для разрушения жизни клеток и на необходимость длительного соприкосновения стружки с водой. Получение сока производится в сосудах с двойным обогреваемым дном. В каждом сосуде свекла оставалась в воде 30 мин. и извлеченный сок из одного сосуда поступал в другой, следующий за ним. В дальнейшем различными изобретателями этот способ развивается и совершенствуется, но только в 1864 г. Робертом была впервые установлена диффузионная батарея в Seelowitz. Батарея состояла из 3—6 диффузоров. Стружка была толщиной 1 м.м. Продолжительность диффузии была 4—5 часов, в одном диффузоре около 1/2 часа. Средняя температура на батарее была от 25 до 40° С. Подогрев сока до 70° С производился в открытом решоффере, откуда нагретый сок поступал на свеженагруженный диффузор. В дальнейшем вводятся различные усовершенствования, как, например, нагрев у каждого диффузора калоризаторами.

Новый способ получения сока оказался выгодным, удобным в работе, и вскоре во всех странах, производящих сахар, были установлены диффузионные батареи. В настоящее время диффузионная батарея состоит из следующих элементов:

1) приемников свекловичной стружки или диффузоров. Диффузоры, обыкновенно, железные клепаные, иногда чугунные литые. Нижней своей частью диффузоры соединяются с калоризаторами;

2) трубопровода для воды, окружающего батарею. С диффузорами водопровод соединяется в верхней части;

3) трубопровода для сока, окружающего батарею и сообщаемого с каждым калоризатором и мерниками;

4) переходной коммуникации, связывающей калоризаторы с диффузорами.

Вода на диффузию поступает из бака, расположенного на высоте 10—12 м. Иногда она подается насосами, при чем для равномерности давления на нагнетательной трубе насоса устанавливается винд-фляша с предохранительным клапаном.

Диффузоры (рис. 34). Диффузоры представляют из себя сосуды, цилиндрической или цилиндро-конической формы, с двумя крышками вверху и внизу. Верхняя крышка укреплена на шпинделе, вращаясь вокруг которого она при открывании отходит в сторону. Плотное соединение верхней крышки с диффузором достигается прокладкой из каучукового кольца и давлением винта, а нижней крышки — прокладкой резиновой кишки, куда насосом накачивается вода, вследствие расширения кишки образуется герметический запор (запор Дауценберга). Через верхнее отверстие производится загрузка диффузоров. Выгрузка производится через нижнее отверстие, находящееся на центральной оси, что значительно облегчает работу по разгрузке, в сравнении с боковой выгрузкой, теперь редко применяемой. В нижней части диффузора расположены сита с отверстиями 9—12 мм в диаметре для отделения сока от увлекаемой им стружки.

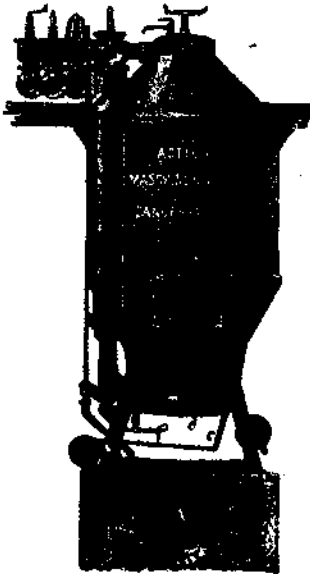


Рис. 34. Диффузор.

Размеры диффузора. Размеры диффузоров крайне разнообразны и зависят от производительности завода. Наичаще их емкость равняется в среднем 50—80 гл. Высота диффузионной колонны, т.-е. колонны, получаемой от наложения действующих диффузоров друг на друга, не представляющей заметного сопротивления движению сока, зависит от многих факторов: толщины стружки, структуры свеклы, температуры нагрева и прочее. Для обычной работы в среднем эту высоту можно принять 26—28 м. Продолжительность диффузии около 60—100 минут. Рассчитаем диффузионную батарею для завода суточной переработки в 1000 т. Число диффузоров 12. Время диффундирования 80 мин. Число рабочих часов в сутки 22. Число диффузоров, сделанных в сутки, $\frac{22 \times 60}{80} \times 12 = 198$. Примем 200. Нагрузка диффузора $1000000 : 200 = 5000$ кг. Емкость диффузора при набивке 55 кг стружки на гл будет $5000 : 55 = 89$ гл. Ставим 2 батареи емкостью по 50 гл диффузоров. Определим размеры диффузоров (рис. 33).

Задаемся емкостью диффузора в 50 гл и высотой его из размеров диффузионной колонны $H = 2,5$ м.

Пусть далее:

$$d_1 = 0,45 D$$

$$d_2 = 0,6 D$$

$$h_1 = 0,25 H$$

$$h_2 = 0,30 H$$

$H = h_1 + h_2 + h = 1,55 h$, отсюда: $h = 0,645$.

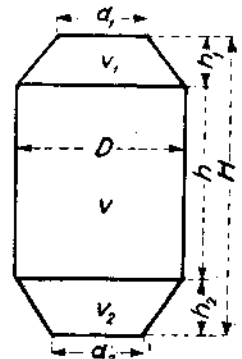


Рис. 35.

Определим объем каждой части:

$$V_1 = \frac{0,25 \cdot \pi h}{3,4} (D^2 + 0,45 D^2 + 0,20 D^2),$$

$$V_2 = \frac{0,3 \cdot \pi h}{3,4} (D^2 + 0,6 D^2 + 0,38 D^2),$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} h.$$

Суммируем и преобразовываем:

$$V = 0,65 - H D^2 = 50 \text{ гл} = 5,0 \text{ куб. м и } V = 1,6 D^2,$$

отсюда

$$D = \sqrt{\frac{5}{1,6}} = 1,77 \text{ м,}$$

отношение $D : H = 1,77 : 2,5 = 1 : 1,4,$

$d_1 = 0,45 D = 0,80 \text{ м; } d_2 = 0,6 D = 1,060 \text{ м; } h = 0,645 H = 1,62 \text{ м; } h_1 = 0,405 \text{ м; } h_2 = 0,485 \text{ м.}$

Калоризаторы. Нагрев сока в процессе диффузии производится помощью трубчатых калоризаторов. Калоризатор представляет собой цилиндр с двумя днищами, в которых укреплены цилиндрические трубки около 30—40 мм диаметром. Над днищем расположены крышки. Пар поступает так, что обогревает трубки снаружи, а сок идет внутри трубы. В верхней части парового пространства для отвода газов имеется небольшой кран. Обогрев производится: ретурным паром при пуске завода, а затем соковым паром, с температурой не ниже 100°—95° С.

Калоризаторы расположены по одному при каждом диффузоре. Совокупность диффузоров и калоризаторов называется диффузионной батареей. Диффузор, нагружаемый свежей стружкой, называется первым или головным; диффузор, получающий свежую воду, называется последним или хвостовым.

Расчет калоризаторов. Для расчета поверхности нагрева калоризаторов необходимо определить максимум расхода тепла на один калоризатор. Обычный метод состоит в определении расхода тепла на диффузию на основании теплового баланса. Затем, исходя из средней температуры на диффузии, числа калоризаторов, находящихся под нагревом, и среднего коэффициента теплопередачи для всей поверхности нагрева калоризаторов, находим требуемую поверхность нагрева одного калоризатора. Иллюстрируем этот расчет.

Приход тепла: 100 кг стружки с $T = 8^\circ \text{ С}$ и теплоемкостью $C = 0,9$

доставляют тепла 720 кал.

220 „ барометрической воды с $T = 25^\circ \text{ С}$ 5500 „

всего 320 кг всего . . . 6220 кал

Расход тепла: 110 кг диффузионного сока с $T = 37^\circ \text{ С}$ и тепло-

емкостью $C = 0,9$ уносят тепла 3668 кал.

90 „ жомы с $T = 30^\circ \text{ С}$ и теплоемкостью $C = 0,9$ 2430 „

120 „ диффузионной воды при $T = 30^\circ \text{ С}$ 3600 „

всего 320

Всего 9693 кал.

Необходимо ввести тепла 9693 — 6220 = 3473 кал.

На охлаждение = 300 „

Всего 3773 кал.

Расход пара с $T = 97^\circ$ составит:

$$D = \frac{Q}{\lambda_{97} - t} = \frac{3773}{637,6 - 97} \approx 7\%.$$

Для определения поверхности нагрева пользуемся формулой:

$$F = \frac{Q}{K \vartheta},$$

где F — поверхность нагрева кв. м,

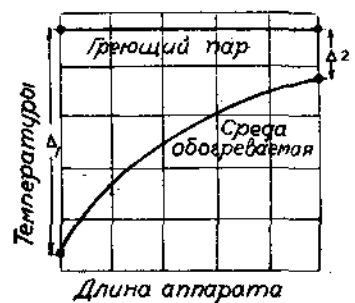
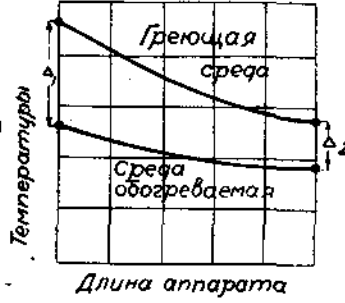
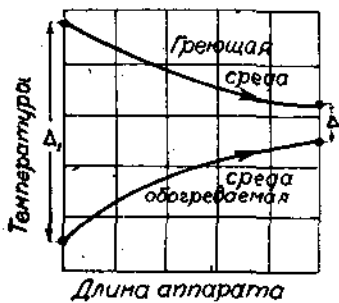
Q — колич. тепла, передаваемое на всей поверхности в минуту = 3773 кал.

ϑ — логарифмическое значение средней разности температур.

Определение производится по формуле:

$$\vartheta = \frac{\Delta_1 - \Delta_2}{2,3 \lg_{10} \frac{\Delta_1}{\Delta_2}}.$$

Величины Δ_1 и Δ_2 представляют разности температур при входе и выходе обогревающей среды и обогреваемой, как это показано на диаграммах №№ 1, 2 и 3.



Диагр. № 1. Параллельный ток.

Диагр. № 2. Противоток.

Диагр. № 3.

В подогревателях, или конденсаторе, где температура конденсирующегося пара и конденсата принимаются постоянными, диаграмма имеет вид:

Для нашего случая имеем $T = const = t = 97^\circ \text{C}$.

Средняя температура на диффузии $t = 67^\circ \text{C}$, следовательно,

$$\vartheta = 97 - 67 = 30^\circ \text{C}.$$

Величина K дается практически для всей поверхности калоризаторов в пределах от 4—5 кал. в минуту кв. м.

Таким образом:

$$F = \frac{3773}{30 \times 5} = 25,2 \text{ кв. м.}$$

При переработке в сутки 1000 т свеклы, что составляет в 1 мин. около 700 кг необходимая поверхность нагрева равна:

$$F = 25,2 \times 7 = 176,4 \text{ кв. м.}$$

Если имеются две батареи, то поверхность нагрева каждой составляет около 88 кв. м. При числе греющих калоризаторов, равном 6, поверхность нагрева каждого из них получится: $88 : 6 \cong 15 \text{ кв. м.}$

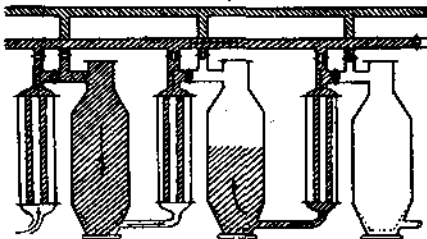


Рис. 36. Набор диффузора соком.

Батарея конструируется так, чтобы:

- 1) каждый диффузор мог стать на место предыдущего,
- 2) " " должен легко соединиться с соседним посредством калоризатора,
- 3) сок должен входить в каждый диффузор сверху, выходить снизу и, проходя через калоризатор, поступать в следующий диффузор: сверху вниз в диффузоре, снизу вверх в калоризаторе.

Исключение делается для вновь загруженного диффузора, в котором сок поступает снизу в целях удаления воздуха, а затем принимает обычный ход (рис. 36).

Диффузоры батарей в настоящее время располагаются в одну или две прямых линии. Кольцевое расположение и вращающиеся батареи теперь не приняты.

в) Методы работы.

Пуск батарей в ход производится следующим образом: наполняют водой последовательно 6 диффузоров.

Вода подогревается, проходя через калоризаторы и поступает в каждый диффузор снизу, а после его наполнения по вытеснении воздуха, выходящего через краны сверху диффузора, идет сверху вниз. Загружают стружкой последовательно 7-ой, 8-ой, 9-ый и т. д. диффузоры. Сок поступает опять в каждый диффузор снизу до его заложения и потом меняет направление; с 8-го диффузора начинают производить отбор сока на мерники, при чем сначала берут только половину нормального количества сока; с каждого диффузора отбор сока увеличивают, пока не дойдут до принятой нормы. Циркуляция сока происходит под давлением столба воды в 10—12 м, создаваемым иногда насосом. Сопротивление батареи зависит от ее конструкции, качества стружки, степени нагрузки диффузора. Ненагруженная батарея представляет сопротивление около 1,5 м высоты водяного столба. Сопротивление каждого нагруженного диффузора составляет 0,6 до 0,9 м высоты водяного столба.

Батарея в 12 диффузоров имеет сопротивление при 10 действующих диффузорах и высоте их = 2,5 м в 8—10 м. Сопротивление увеличивается с повышением мерников над батареей. При нагрузке диффузоров необходимо следить за равномерностью распределения стружки в них, так как сок, например, при сильном уплотнении в середине диффузора пойдет по его периферии, и высолаживание стружки получится неравномерное и неполное.

Работа на диффузии ведется различно. На некоторых заводах работа ведется „медленно и на холоду“, т. е. в хвост дается холодная вода; температура поднимается постепенно от 1-го диффузора к следующим. На длине $\frac{12}{3}$ батареи находится 3—4 диффузора с температурой 75—80° С. Головные диффузоры имеют более низкую температуру, так что поступающая свежая стружка не нагревается и имеет более низкую температуру. На других заводах принято вести работу „скоро и с нагревом“. В этом случае головные диффузоры имеют температуру 75—80°, а прочие от 70 до 50°.

Влияние температуры на диффузию. В процессе диффузии существенное значение имеют такие факторы, как тонкость измельченной стружки, длительность контакта с растворителем, обуславливающие равномерное и полное выщелачивание стружки. Однако, главное значение выпадает на долю температуры. Как уже было сказано, необходимым условием для процесса диффузии является умерщвление клетки, достигаемое нагревом стружки выше 60° С. Но значение температуры обуславливается не только этой необходимостью, но и влиянием на изменение скорости диффундирующих тел. Вследствие этого наблюдается такое явление: в головном диффузоре достаточного нагрева сока нет, следовательно, клетка не умерщвлена, поэтому в нем происходит простой процесс высолаживания вскрытых клеток. Полученный сок, следовательно, не будет по составу заметно отличаться от нормального, имея с ним почти одинаковую доброкачественность.

Иначе обстоит дело в диффузорах, где стружка была нагрета выше 60° С. Здесь мы имеем диффузионный сок, отличный по своему составу от нормального. Разница в составе этих соков происходит в силу того, что сахар и несахаристые вещества, т. е. несахар, диффундируют с различной скоростью. При этом ско-

рость диффузии сахара вследствие его большой концентрации превышает скорость диффузии несахаров: сахара проходит 97,5%, тогда как калия и натрия 80%, азота 60%.

Из этих цифр мы видим, что в диффузионном соке находится меньше примесей несахаров, чем в нормальном, т.е. диффузионный сок чище и доброкачественность его (отношение сахара в сух. вещ., выраженное в %) выше, чем у нормального сока. Доброкачественность сока возрастает от хвоста до диффузора с наивысшей температурой, затем с падением температуры она тоже падает, как видно из приводяемых цифр Новаковским и Мушинским (табл. 20).

Таблица 20.

Диффузия	Температура	Сахар	Несахар	Доброкачественность	Диффузия	Температура	Сахар	Несахар	Доброкачественность
1	50	0,032	0,16	16,6	6	73	5,54	0,91	85,9
2	56	0,52	0,3	63,41	7	73	7,79	1,07	87,9
3	63	1,25	0,55	70,0	8	73	20,21	1,09	91,4
4	70	2,37	0,63	79,0	9	42	13,59	1,2	91,2
5	75	3,64	0,96	79,1	10	35	14,95	1,45	91,16

Что касается солей, то их увеличение происходит равномерно от хвоста к голове. Эти два сопоставления указывают, что влияние температуры на скорость диффузии сахара больше, чем несахара, и, следовательно, время влияет больше на выщелачивание несахара, чем сахара.

Из всего сказанного можно сделать заключение: 1) быстрая с сильным нагревом диффузия дает сока более доброкачественные, чем обыкновенная медленная и со слабым нагревом диффузия, 2) нагревая головной диффузор, можно повысить доброкачественность сока, что осуществляется в способах Naudet, Garet.

Цифры, характеризующие работу батарей с нагревом головного диффузора, приведены в табл. 21.

Таблица 21.

Диффузия	Температура	Доброкачественность	Диффузия	Температура	Доброкачественность
хвост 1	44	—	6	70	82
2	63	64	7	70	84
3	67	72	8	81	86
4	70	72	9	81	86,5
5	70	81	голова 10	82	87,5

При работе с головным гревом максимум доброкачественности находится у головного диффузора.

Откачка сока. Теоретически для извлечения сока из свеклы достаточно затратить воды столько, сколько сока в свекле. Этот минимальный объем воды легко подсчитать, если принять, что в свекле на 100 кг приходится:

1) клетчатки—5,2%, плотностью 1,6, и сока 94,8%, плотностью 8 Вё, что даст сока около 88 л. Практически, расходуемый объем воды всегда несколько выше и равняется объему сока, находящемуся вместе со стружкой в диффузоре плюс

объем вредного пространства диффузора. Значения объемов, стружки и сока, находящихся одновременно в диффузоре, дает таблица 22.

Таблица 22.

Нагрузка на <i>м</i>	52 кг	53	54	55	56
Объем стружки	48,1 л	49	50	50,9	53,7
Объем сока между стружкой	51,9 „	51	50	49,1	46,3

Таким образом, на 52—56 кг стружки откачке подлежит 51,9—46,3 л, т.е. от 83% до 100%.

Что касается вредного пространства диффузора, то его составляют: объем диффузора ниже решетки внизу, объем коммуникации диффузора с калоризатором, объем калоризатора соковой коммуникации. Обычно откачка составляет в среднем 105—110% по весу свеклы. Как зависит откачка от нагрузки, видно из следующих цифр:

Таблица 23.

Нагрузка	кг на <i>м</i>	л откачки
При свободном падении	45	158
Легкая трамбовка	50	131
Средняя „	55	108
Плотная „	60	89

} 20% разбавления

Теоретически общая экстракция выражается следующим уравнением:

$$S = \frac{r}{r - (1-r)^n},$$

где *r* — экстракция с каждого диффузора,
n — число диффузоров.

Отсюда ясно, что степень общей экстракции увеличивается в зависимости от *r* и *n*.

Значения *r* возрастают тем выше, чем полнее идет выщелачивание, что связано с фактором времени и с плотностью сока, переходящего из одного диффузора в другой.

В то же время необходимо учитывать, что увеличение откачки влечет за собой разбавление сока, что может достигать до 30%. Общая экстракция сока может достигать до 95%.

Скорость сока в трубопроводе принимается приблизительно 0,6—0,7 м/сек. Диаметр трубопровода определяется по формуле:

$$Q = \frac{\pi d^2}{4} V,$$

где *Q* — количество проходящего в 1 сек. сока,
V — скорость движения сока,
d — диаметр трубопровода.

Скорость сока в батарее определяется следующим образом: если имеем батарею в 12 диффузоров, высотой каждый в 2,5 м, из них одновременно в работе находится лишь 10 и если время диффузии примем = 75 минутам, то время пребывания в одном диффузоре составит:

$$\frac{75}{10} = 7,5 \text{ минут,}$$

отсюда скорость сока в батарее: 2,5 : 7,5 = 0,33 м/мин.

Сок откачивается непосредственно на мерники, представляющие собой цилиндрического или прямоугольного сечения баки. На поверхности сока в мернике плавает поплавок, соединенный веревкой с противовесом, скользящим по градуированной шкале. На некоторых заводах употребляется саморегистрирующий прибор Н. Déon, соединенный с поплавком; на вращающемся барабане прибора записываются колебания сока в мерниках. Емкость мерника должна быть достаточной для максимального отбора сока. При отборе в 110% на два мерника при каждой диффузии получим емкость мерника для 1000 т суточной переработки, при емкости диффузора в 50 гл и удельном весе сока

$$d = 1,1, \text{ равной,}$$

$$V = \frac{50}{2} : 1,1 = 23 \text{ гл.}$$

Геометрическую емкость принимаем на 50% больше, т.е. около 35 гл.

Весы для взвешивания сока. Взвешивание сока имеет большое значение для контроля и учета сахарного производства. Определение количества

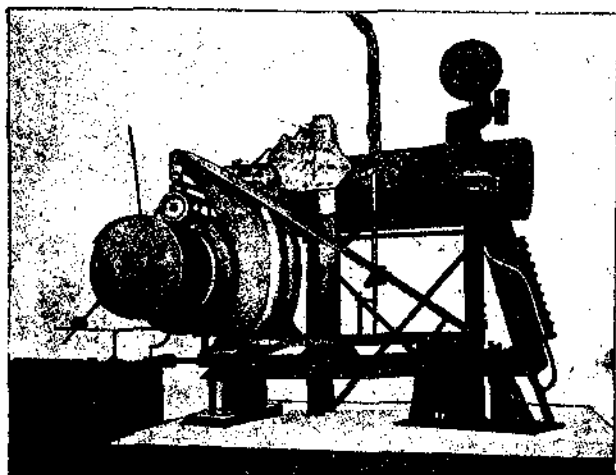


Рис. 37. Весы для сока.

сока мерником, конечно, не точно и должно быть поэтому оставлено. Лучший метод — непосредственное взвешивание на весах. Долгое время попытки в этом направлении не удались, так как липкая грязь осаждающаяся на стенках приемника, требовала непрерывной очистки, без чего точность показаний весов нарушалась. Только недавно это препятствие устранено в весах Воулогне, оправдавших уже себя на 24 заводах на Яве. Общий вид весов дан на рис. 37.

В основу конструкции этих весов положен принцип „весовой тары“, под которым термином понимается всегда остающаяся в приемнике весов, постоянное по весу, количество сока. Эта тара оставляется для того, чтобы липкая грязь смешивалась в приемнике, вытесняя постепенно сок, что не отражается заметно на точности взвешивания. Через 4 — 5 дней производится чистка приемника от этой грязи. Весы работают автоматически, как часы. Их действие обуславливается, с одной стороны, силой тяжести поступающего сока в момент загрузки, а после выгрузки давлением рычага с противовесом.

Газы на диффузионной батарее. Газы на диффузии могут иметь три происхождения:

- 1) как результат брожения,
- 2) вследствие прикосновения воздуха к поверхности стружки в момент ее загрузки,
- 3) из газов, находящихся в межклеточных каналах.

Газы находятся в батарее под давлением, обуславливающим ее ход. При откачке газ от давления в батарее переходит к давлению атмосферному и вследствие этого освобождает большое количество пузырьков воздуха, обуславливающих на поверхности сока пену. По анализам эти газы состоят из углекислоты, кислорода и азота. В суспензированном виде находится, главным образом, азот. Отношение кислорода и азота меньше, чем для воздуха, что является следствием процессов окисления, наблюдаемых в диффузионных соках.

В отношении газов, получающихся брожением, необходимо сказать, что причиной брожения являются бактерии, доставляемые: 1) приставшей к свекле землей, особенно, когда она плохо промыта, 2) питательными водами, особенно, если практикуется возвращение воды, 3) водою с конденсатора, содержащей всегда немного сахара. Температура в батарее в 40—50° очень благоприятствует действию микробов. В батарее микроорганизмы быстро размножаются за счет сахара и дают газы: водород, углекислоту и кислоты: уксусную, муравьиную, молочную и пр. Так как в свежей стружке кислое брожение не имеет места, то отсюда ясно значение определения кислотности в диффузионном соке.

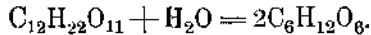
Первые порции образующихся газов растворяются в соке, затем по насыщении они начинают собираться в верхней части диффузоров и этим затрудняют циркуляцию сока. Содержа водород, газы могут воспламеняться и давать взрыв. Для дезинфекции употребляются антисептики: бисульфиты, формалин, хлорная известь.

В случае появления газов рекомендуется (E. Saillard):

- 1) высушивание батареи, дезинфекция и пуск в ход с антисептиком,
- 2) для дезинфекции употребляют формалин 2% и хлорную известь в 8—10° Be в количестве, достаточном для наполнения двух-трех диффузоров, циркуляция в которых поддерживается обычным путем,
- 3) для текущей работы вводят в 4-й или 5-й диффузор от хвоста бисульфит кальция в количества, отвечающем 20—25—35 г SO₂ на один гл сока,
- 4) для дезинфекции труб в начале кампании употребляют известковое молоко.

Определение кислотности диффузионного сока важно не только в целях установления идущего процесса брожения, но для и предотвращения инверсии сахара.

Инверсия сахара. На инверсии сахара мы должны будем остановиться несколько подробнее в виду того, что инверсия имеет место почти на всех станциях свекло-сахарного и рафинадного производства, понижая выход кристаллического сахара. Инверсия представляет собой процесс гидролиза, так как здесь действующим началом является вода, с присоединением которой сахароза превращается под влиянием ферментов и кислот в моносахариды по уравнению:



Продукт инверсии сахарозы называется инвертным сахаром и состоит из одинакового числа молекул глюкозы и фруктозы. Явление инверсии было подвергнуто не раз исследованию, и мы в настоящий момент располагаем следующими данными, касающимися как скорости реакции, так и влияния на ее ход различных веществ.

Скорость инверсии. Скорость инверсии при прочих равных условиях пропорциональна действующим массам, т.е. 20% раствор сахара инвертируется кислотами вдвое быстрее, чем 10% раствор.

Если в сахарном растворе имеется a частей сахара и за очень малое время t инвертируется x частей, следовательно, остается не подвергшихся реакции $a-x$ частей сахара, тогда скорость реакции, пропорциональная действующим массам, выразится уравнением: $\frac{dx}{dt} = K(a-x)$.

Интегрируя находим: $\ln \frac{a}{a-x} = Kt$ и далее $K = \frac{1}{t} \ln \frac{a}{a-x}$.

K дает возможность сравнивать силу кислот и согласно ионной теории, степень их диссоциации.

Пусть полное изменение поляризации после инверсии — a , тогда количество взятого сахара пропорционально — a ,

Падение поляризации за время t — x ,

тогда количество инвертного сахара пропорционально — x .

Примем начальное показание + 40°.

После полной инверсии — 12°.

Общее изменение $40 - (-12) = +52^\circ$.

Показание после 60 мин. $+30^\circ$.

Количество инверта пропорционально $40 - 30 = +10$.

Тогда

$$\text{const} = \frac{1}{60} \log \frac{52}{52-10} = 0,001546^1).$$

Переход от натуральных логарифмов к десятичным меняет только численное значение константы.

Эта константа определена Оствальдом для многих кислот.

Вот его данные:

HBr = 0,002438	H ₂ SO ₃ = 0,0006630
HCl = 0,002487	щавелевая кислота = 0,0004000
HNO ₃ = 0,002187	фосфорная „ = 0,0001357
H ₂ SO ₄ = 0,001172	уксусная „ = 0,0000088

Если соляную кислоту принять за 100, то получим следующий сравнительный ряд цифр для различных кислот:

Бромисто-водородная	— 111,4
Соляная	— 100
Азотная	— 100
Серная	— 53,6
Сернистая	— 30,4
Щавелевая	— 18,6
Фосфорная	— 6,2
Уксусная	— 0,4

Инверсия почти пропорциональна концентрации кислот, но для сильных кислот инверсия возрастает быстрее, чем концентрация кислот, со слабыми кислотами обратно.

Влияние температуры. Что касается влияния температуры на инверсию, то таковая по Urešh'у выражается следующим уравнением:

$$C_1 = C_0 e^{\frac{A(T_1 - T_0)}{T_0 T_1}},$$

где: C_0 и C_1 — скорость инверсии при температуре T_0 и T_1 ,
 e — основание натурального log,
 A — константа = 12,820.

Если при 25°C скорость инверсии = 1, то имеем:

Таблица 24.

Температура $^\circ\text{C}$	Скорость инверсии	Температура $^\circ\text{C}$	Скорость инверсии
25	1	65	162
40	7,6	70	282
45	14,3	75	483
50	26,7	80	813
55	57,7	85	1354
60	91,8	90	2110
		95	3573
		100	5659

Влияние нейтральных солей. В вопросе влияния нейтральных солей на инверсию имеются указания Арренауса, сводящиеся к тому, что скорость инверсии кислот увеличивается от присутствия галогидных и азотистых

¹⁾ Переход от натуральных логарифмов к десятичным меняет только численное значение константы.

щелочных и щелочно-земельных солей. N. Deegг расширил эти наблюдения и нашел:

1) при концентрации 0,02 N при 100° С галоидные и азотные соли с разбавленными кислотами заметного влияния на инверсию не производят;

2) при аналогичных условиях соли серной, сернистой, щавелевой кислот и все щелочные и щелочно-земельные соли слабых кислот замедляют инверсию;

3) при нормальной концентрации кислот и солей в одинаковых условиях галоидные, азотные, щелочные и щелочно-земельные соли ускоряют инверсию, при чем ускорение увеличивается от хлора к бромю и иоду, разность же между солями калийными и кальциевыми ничтожна.

В отношении влияния инвертного сахара мнения различны, но, по видимому, инверсии нет. Кислые соли тяжелых металлов ($ZnSO_4$) дают инверсию в связи с явлением гидролиза соли. Инверсия сахара происходит также и под влиянием энзим. Оптimum инверсии 20% сахарозы при 55—60° С. При $T=65^\circ$ уже происходит медленное, а при 75° С быстрое разрушение жизни. Действие энзим (инвертаз) усиливается прибавкой кислот.

Модификация диффузии. Обычный ход работы на диффузии часто подвергается различным изменениям; из них мы опишем следующие:

1) работа со сжатым воздухом. Этот способ применяется при недостатке воды в заводе. Сущность способа состоит в том, что набирают в диффузор под давлением воды, а перед откачкой в диффузор, подлежащий разгрузке, впускают под давлением воздух и, таким образом, производят установленный отбор сока. По окончании отбора диффузор выключается, давление „ломается“ и диффузор разгружается. При этом способе работ требуется дополнительная установка: компрессор, приемники сжатого воздуха с предохранительными клапанами и специальная коммуникация;

2) употребление аммиачных вод имеет значительные недостатки: под влиянием щелочи стружка принимает консистенцию мыла, а сок затрудняет работу на фильтр-прессах. Цвет сока принимает желтовато-зеленоватую окраску. Присутствие солей на дальнейших станциях сообщает темную окраску сокам;

3) грел под голову способствует повышению доброкачественности сока. По способу Garet нагревают стружку под резкой до $T=30^\circ$, а для головного диффузора сок в решоффере до 98°.

Допустим, 4-й диффузор готов принять стружку. В этом случае сок из третьего диффузора, идя сверху вниз, поступает в калоризатор и оттуда подается в решоффер, где нагревается до 98°. Из решоффера сок поступает в 4-й диффузор. В этом процессе сок и стружка поступают в диффузор одновременно. Средняя температура в головном диффузоре:

$$\frac{98 + 30}{2} = 64^\circ.$$

При этом способе требуется дополнительная коммуникация.

Способ Naudet—требует установки:

1) волокноудалителя, 2) компенсатора, 3) центробежного насоса, 4) решофферов, 5) дополнительной коммуникации. По этому способу сок качается на решофферы, где нагревается до принятой температуры, обычно 80—85°. Затем поступает в верхнюю часть диффузора, подвешенного циркуляции. Когда циркуляция производится, например, в 8-м диффузоре, с 7-го производят откачку, который только-что был подвергнут циркуляции; соком набирают в это время 9-й диффузор, только-что загруженный.

Способ Rousseau Guidet и Sahut. Загруженный диффузор свежей стружкой обогревается соковым паром, который просасывается с помощью воздушного насоса. Как только температура достигнет 65—70° С, производят набор соком и откачку. Если, например, откачка идет с 3-его диффузора, то обогревают 2-ой диффузор и нагружают 1. Этот способ дает сока более доброкачественные, чем обык-

новенная диффузия. Так как на обогрев расходуется ≈ 11 кг пара, на 100 кг сока [(70—10) 100 = 6000 кал.] возможно разжижение сока.

Диффузия Нугос-Рака (рис. 38) состоит из 6-ти диффузоров; внутри диффузоров проходит шнек, имеющий назначение передвигать и прессовать стружку. Диффузоры имеют коническую форму, но в узкой части—цилиндрическую. Стружка поступает в первый наибольший диффузор, из него шнеком и особым передаточным механизмом подается во второй диффузор. Из второго диффузора, в верхней узкой его части, стружка передвигается далее в 3-й диффузор и т. д. Из шестого диффузора сверху выходит спрессованная, высоложенная стружка—жом. Диффузоры снабжены внутри ситами.

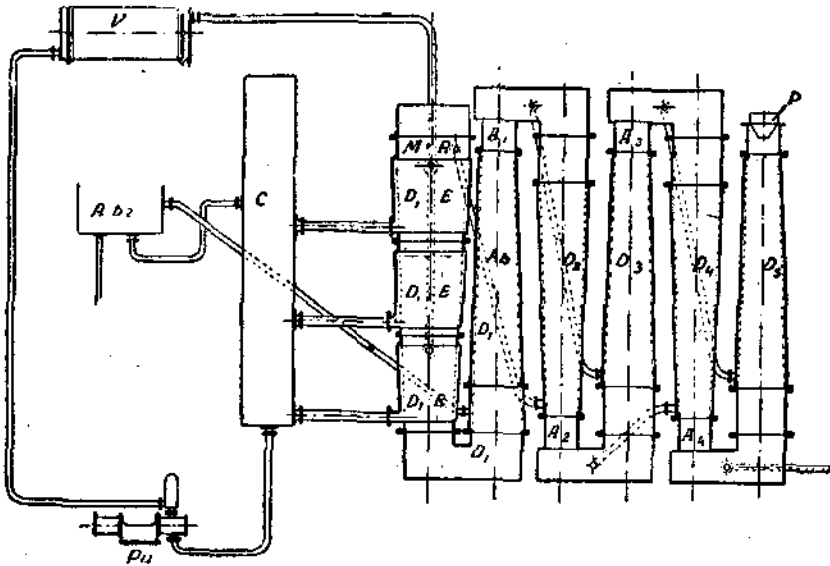


Рис. 38. Схема диффузионной батареи системы Гирш-Рака.

Вода поступает снизу шестого диффузора и идет вверх вместе со стружкой. Так как в верхней цилиндрической части образуется из жома пробка, то вода идет по трубе в 5-й диффузор вниз и т. д. Из 3-го диффузора сок идет на 1-й диффузор, в верхнюю его часть, куда поступает и стружка. Из 1-го диффузора сок поступает во второй и из верхней его части идет в приемник, расположенный немного ниже высоты самой диффузии. Из 1-го диффузора сок насосом забирается в решоффер, где нагревается до 90°. Сок поступает в 1-ый диффузор с решоффера через три отверстия, помещенные на разной высоте. Между первым диффузором и насосом помещается вертикальный бак, называемый циркулятором.

Батарея перерабатывает 400—450 т в сутки. Емкость первого диффузора 25 гл, прочие меньше. Время диффузии 25—30 мин. Высота батареи—5,40 м. Цифры, характеризующие работу подобной батареи, приведены в таблице 25.

Таблица 25.

Диффузоры	Температура	Доброта- чествен- ность	Кислот- ность	Диффу- зоры	Темпера- тура	Кислот- ность	Доброта- чествен- ность
1	91	89,1	0,038	4	65	—	83,4
2	71	89,1	—	5	65	—	74,0
3	69	86,2	—	6	65	0,022	(61,55)

На 100 свеклы

Откачки получается . . . 112—115 л
 Жом получается 30—32 кг
 Сухих веществ в жоме . . . 19—21%
 Сухих веществ по весу свеклы 6,2—6,5%
 Потери сахара по весу свеклы 0,4—0,5%

Расход силы 5—7 Л. С. на диффузор без насосов.
 Расход воды.
 Из батареи выходит сока 120 кг
 жом 30
 Всего 150 кг.
 Отсюда расход воды:
 150—100 = 50 кг.

Резюме: 1) при хорошем высолаливании отбор сока 110%, т.-е. такой же, как при обыкновенной диффузии; 2) расход воды значительно меньше, всего 50% вместо 220%; 3) отсутствуют диффузионные воды; 4) жом получается отжатым, следовательно, не требуется его прессовки и нет потерь в прессовых водах и потерь сухих веществ.

Способ Стефена. Этот способ имеет целью извлечение прессованием при нагреве до 75—80% сахара из свеклы, а 20—25% его оставить в жоме, который сушится и из него получается сладкий сухой жом.

Установка состоит из:

1) резки с ножами в виде пластин, дающей кружки 1—1,5 мм толщиной;
 2) котла, представляющего собой горизонтальный цилиндр, внутри которого вращается Архимедов винт. Сок и стружка поступают одновременно, при чем на 1 кг стружки с T 15° соку дается 5—7 кг с T —93—97°. Время пребывания сока в котле 3—4 мин. По выходе из него стружка подвергается предварительному прессованию;

3) пресса; его назначение—получение сухого жома и сока. Последний поступает сперва в пеноотделитель, затем в сборник. Имеется насос, который нагнетает сок в решофферы, где сок нагревается до 93—97°. Сок, не идущий на котел, поступает на очистку.

Для переработки 250 т требуется 40—45 Л. С. Жом Стефена содержит 30—32,8% сухих веществ с 9,9—11,9% сахара. С технической и механической точек зрения процесс идет безукоризненно; с точки зрения цен на сахар, как питательный продукт для человека, и на сахар, как корм скоту, этот способ невыгоден. Поэтому в дальнейшем стали применять диффузию для прессованного жома.

Диффузия Раабе (рис. 39). В последнее время появился новый, непрерывно действующий диффузор Раабе, поставленный на сахарном заводе „Suben“ в Германии.

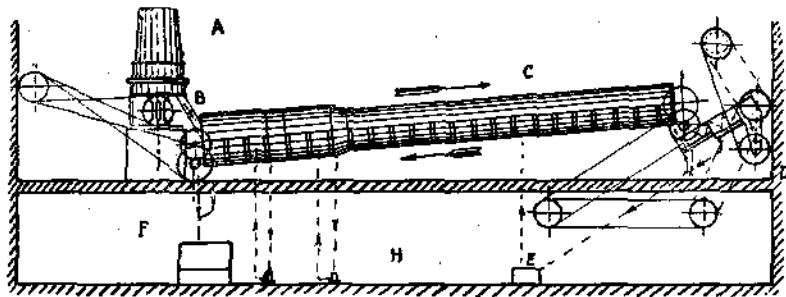


Рис. 39. Диффузия Раабе.

Аппарат представляет собой горизонтальный цилиндр со слабым подъемом—70 мм на погонный метр. Цилиндр разделен на 23 камеры перегородками, не доходящими до верха. Через всю длину проходит медленно вращающийся вал с кулаками. Вал разделяется на две части: одна вращается со скоростью

3,8 обор. в мин., вторая 3 оборота в минуту. Стружка медленно передвигается вперед путем перебрасывания из одной камеры в другую и из первой камеры выходит в жомовой пресс. Поступающая стружка нагревается в самой режке по способу Воссее до 85°C и по жолобу поступает непосредственно в аппарат; навстречу стружке в первую камеру поступает вода, нагретая до 40°C , а в 7-ю камеру поступают, кроме того, прессовые воды от жома. Сок непрерывно отходит из камеры № 23 с $T=85^{\circ}$. Продолжительность выщелачивания около 40 мин. Расход силы 12—15 Л. С. Аппарат работает вполне правильно, выщелачивание равномерное. Жома получается около 67% , с содержанием сахара около $0,75\%$, т.-е. потери в жоме составляют:

$$\frac{0,75 \cdot 0,67}{100} = \text{около } 0,5\%$$

Процент откачки около 120% . Расход тепла сокращается на 260 калорий на каждые 100 кг свеклы. Производительность аппарата от 3 до 6 тысяч берк. Размеры: (ф) = 2100—1700 мм; 2500—2100 мм; 2200—2500. Увеличением скорости вращения вала можно увеличивать или уменьшать выщелачивание по желанию, что представляет значительные преимущества в сравнении со способом Стефена.

Преимущества диффузии Раабе следующие:

- 1) экономия рабочей силы (обслуживается одним человеком),
- 2) малый расход воды—около 90% ,
- 3) возврат воды с прессов,
- 4) точный контроль производства,
- 5) высокий выход жома, так как отсутствуют потери в прессованных водах,
- 6) малый расход силы—на 4000 берк. 12—15 Л. С.
- 7) экономия в топливе при сушке жома.

Потери на диффузии. При контроле работы на диффузионной батарее приходится следить, главным образом, за потерями сахара. Эти потери складываются из определенных и неопределенных. Определенные потери представляют собою потери в жоме и диффузионной воде; неопределенные потери представляют собой разность между введенным со свеклой сахаром и выделенным из нее.

Таким образом, имеем:

Поступило сахара:—вес свеклы \times на поляризацию ее.

Получено сахара: $\left\{ \begin{array}{l} 1) \text{ вес диффузионного сока } \times \text{ на его поляризацию (содержание сахара),} \\ 2) \text{ вес жома } \times \text{ на его поляризацию,} \\ 3) \text{ вес диффузионной воды } \times \text{ на ее поляризацию.} \end{array} \right.$

Разность: поступило — вышло и составляет определенные потери.

Обычно считают, что на диффузии получается:

- 1) сока 110% по весу свеклы
- 2) жома $90-95\%$ " "
- 3) диффузионной воды . $110-120\%$ по весу свеклы.

Потери в жоме от $0,20$ до $0,50\%$, в диффузионной воде $0,15-0,25\%$.

Установка диффузии вне завода (Rapèries). Внезаводские диффузии представляют собой небольшие заводы, связанные с центральным свекло-сахарным заводом и занимающиеся исключительно получением диффузионного сока из свеклы. Полученный сок обрабатывается $0,8-1,0\%$ раствора извести и насосом, по подземному трубопроводу, подается на сахарный завод. Отсюда понятно, что основные аппараты внезаводской диффузии соответствуют обыкновенной диффузионной станции сахарных заводов с добавлением известкового отделения и нагнетательного насоса. Внезаводских диффузионных батарей, связанных с одним заводом, имеется иногда несколько, при чем в этом случае стараются, по мере возможности, все трубопроводы соединять в один коллектор.

Расстояние диффузии от завода иногда превосходит 40 км. Необходимое давление нагнетания достигает 15 атм. Отдельные трубы длиной 3 м и \varnothing около 80—120 мм соединяются, как при обыкновенной канализации. Трубы в земле укладываются на такой глубине, чтобы не было возможным их промерзание. Скорость сока в трубах около 2,5 м/сек. Выгоды внезаводской диффузии заключаются в экономии издержек по транспорту, облегчении доставки свеклы на завод, а жомы крестьянам. Неудобства ее—потеря сахара, вследствие брожения при неправильном ходе работ.

Теория диффузии. В практике при работе на диффузии часто приходится решать вопросы откачки сока в связи с изменением сахаристости жома, температуры. Обычно эти вопросы решались на основании выработавшейся практики, но не было дано научного обоснования связи между этими величинами. В настоящий момент этот вопрос разработан и математически обоснован проф. П. М. Силиным в его труде: „Теория работы диффузорной батареи“ (Сборн. Ст. по Сахару. Пром. 1925 г., №№ 6—7). Не останавливаясь детально на этой работе, отметим следующее.

Процесс диффузии автор рассматривает с точки зрения изменения концентрации сахара в нормальном и диффузионном соке через постоянную диффундирующую поверхность стружки. Таким образом, получается противоток. С одной стороны поступает нормальный сок с начальной концентрацией сахара в соке и конечной концентрацией сахара в жоме, с другой — диффузионный сок, концентрация которого в начале равна нулю (барометрическая вода), в конце — действительному содержанию сахара в соке. Беря в основу закон Фика и зависимость коэффициента диффузии от температуры в виде прямой, проф. Силин выводит основные формулы для непрерывно действующей диффузии, а от этих формул переходит к построению таковых для обычной диффузии. В результате получаются всего две рабочие формулы:

$$I) \gamma = A \frac{1,31 t_m - 7,5}{a} \cdot z$$

$$II) \beta = \frac{0,93 t_x + 10,5}{1,31 t_m - 7,5} \cdot \alpha$$

Здесь t_m^0 — средняя температура в диффузионной батарее.

t_m^a — температура выгружаемого диффузора,

z — время выщелачивания стружки в „активных“ \times диффузорах в минутах,

n — отбор сока на один кг нормального сока стружки,

α — доля, составленная объемом половины последнего диффузора от „активного“ объема батареи. Если число всех диффузоров равно m ,

$$\text{то } \alpha = \frac{1}{2(m-3)}$$

a — вес в граммах одного метра стружки,

x — сумма всех потерь сахара в жоме и диффузионной воде, отнесенная к сахару нормального сока, принятому за единицу,

β — коэффициент, характеризующий работу выгружаемого диффузора,

A — постоянная величина,

C' — потери сахара в жоме непрерывно действующего аппарата,

γ — величина, зависящая от n и C' .

Как практически нужно пользоваться этими формулами, покажем на следующих примерах.

Пример 1. Батарея из 12 диффузоров. Следовательно, $\alpha = \frac{1}{(12-3)2} = 0,056$. Температура выгрузки $t_x = 20^\circ$. При отборе $n = 1,30$, $z = 65$, $a = 8,8$ и $t_m = 65^\circ$ оказалась потеря в отбросах $= 0,55\%$ сахара. В нормальном соке сахара 18% , следовательно, $x = \frac{0,55}{18} = 0,306$. Найдем, какова будет потеря при новых условиях работы, определяемых значениями: $n = 1,20$; $\alpha = 7$; $z = 70$; $t_m = 70^\circ$.

Для первых условий работы $\beta = \frac{0,93 \times 20 + 10,5}{1,31 \times 65 - 7,5} \times 0,056 = 0,0208$.

Для определения величины γ воспользуемся специально составленной таблицей I, увязывающей в значения γ , n , β и x .

По таблице для $x = 0,306$, $\beta = 0,0208$ и $n = 1,30$ находим значение $\gamma = 4,66$. По формуле I определяем

$$A = \frac{4,66 \cdot 8,8}{(1,31 \cdot 65 - 7,5) 65} = 0,00812.$$

Для измененных условий

$$\beta = \frac{0,93 \times 20 + 10,5}{1,31 \times 70 - 7,5} 0,056 = 0,019,$$

тогда $\gamma = 0,00812 \frac{(7,31 \cdot 70 - 7,5) 70}{\gamma} = 6,84$ (формула I).

По таблице I имеем для $\gamma = 6,84$, $\beta = 0,019$ и $n = 1,20$, $x = 0,022$, т. е. потеря сахара по весу свеклы составляет $0,022 \times 18 = 0,40\%$.

Пример 2. Для условий $n = 1,15$; $t_m = 60^\circ$; $\alpha = 8$; $z = 60$ мин. в батарее в 12 диффузоров ($\alpha = \frac{1}{(12-3)2} = 0,056$) и $t_a = 20^\circ$ — оказалась суммарная потеря на диффузии $1,2\%$ при 18% сахара в нормальном соке (т. е. $x = \frac{1,2}{18} = 0,0667$).

Найдем, как следует изменить условия работы, чтобы снизить суммарную потерю до $0,54\%$ (т. е. до $x = \frac{0,54}{18} = 0,03$).

Для первоначальных условий работы $\beta = \frac{0,93 \times 20 + 10,5}{1,31 \cdot 60 - 7,5} 0,056 = 0,023$. По таблице I для $n = 1,15$, $\beta = 0,023$ и $x = 0,0667$ имеем $\gamma = 4,41$, следовательно, по формуле I $A = \frac{4,41 \cdot 8}{(1,31 \cdot 60 - 7,5) 60} = 0,00827$.

Если хотим снизить γ до $0,03$, изменив лишь отбор, то попрежнему остается $\gamma = 4,41$, так как в формуле I γ не связана с отбором. Таблица I дает нам необходимое значение отбора (соответствует $x = 0,03$; $\beta = 0,023$ и $\gamma = 4,41$) — $n = 1,35$ (это по весу нормального сока; следовательно, по весу свеклы, принимая соковой коэффициент = $0,92$, отбор будет = $1,35 \times 0,92 = 1,24$). Получился слишком большой отбор.

Можно оставить прежний отбор $n = 1,15$, но тогда для получения $x = 0,03$ придется изменить γ . Для этого придется поднять температуру, например, до 70° ; следовательно, тогда $\beta = 0,019$ (формула II). Новое значение γ (соответствует $x = 0,03$; $n = 1,15$; $\beta = 0,019$) по таблице I будет $\gamma = 7,01$. Подставляя в формулу I следующие величины — $A = 0,00827$; $\gamma = 7,01$; $t_m = 70$, имеем

$$7,01 = 0,00827 \frac{1,31 \cdot 70 - 7,5}{a} \cdot z.$$

Здесь остались две переменные a и z . Можем изменить $a = 7$ (вместо прежних $a = 8$) для лучшего выщелачивания; тогда формула I даст нам необходимое значение для продолжительности выщелачивания $z = 70$ мин. Конечно, для решения этой задачи могут быть различные комбинации.

Из этих двух примеров видно, какое, не только теоретическое, но и практическое значение имеет работа проф. Сидина.

В дальнейшем выяснено, как отражается на степени выщелачивания изменение каждого фактора работы в отдельности.

Оказывается, что в обычных условиях работы изменение отбора на 1% действует (приблизительно) так же, как изменение продолжительности выщелачивания на 2 мин. или изменение средней температуры на 2° или изменение веса одного метра стружки на 4% .

При решении вопроса, как отражается на работе диффузии короткая батарея вместо длинной (8 диффузоров вместо 12, при равном общем объеме), оказывается, что короткая батарея должна иметь для одинакового выщелачивания больший объем, чем длинная батарея, и для случая 8 диффузоров, вместо 12, это составляет $\approx 20\%$.

Очень интересным является вывод из этой теории по вопросу применения холодной и горячей барометрической воды на диффузии. Оказывается, что с точки зрения полноты выщелачивания применение горячей воды на диффузии никаких преимуществ не дает. Что же касается теплотехнической стороны дела, то мною показано (см. тепловой баланс), что применение горячей воды влечет больший расход пара в котельной и экономически невыгодно.

Таблица I. Зависимость между γ , n , β и x .

		$c_1 \cdot 1000$						$c_1 \cdot 1000$
		n	10	20	30	40	50	$\beta \cdot 1000$
Т а б л и ц а з н а ч е н и й $\gamma \cdot 1000$	1,05	17	30	42	53	64	10	
		26	41	54	66	78	20	
		33	51	65	79	92	30	
		40	62	77	92	105	40	
		48	72	89	106	119	50	
	1,10	15	28	39	50	61	10	
		21	35	49	61	72	20	
		26	43	58	71	83	30	
	1,15	31	51	68	82	94	40	
		37	59	77	92	105	50	
		14	26	38	49	60	10	
		19	33	46	58	69	20	
1,20	23	39	54	67	79	30		
	27	46	61	76	88	40		
	32	52	69	85	98	50		
	14	26	37	48	59	10		
1,25	17	31	44	56	67	20		
	21	37	51	64	76	30		
	25	42	58	72	84	40		
	28	48	65	80	93	50		
1,30	13	25	36	47	58	10		
	17	30	43	55	66	20		
	20	35	49	62	73	30		
	23	40	56	69	81	40		
1,40	26	45	62	76	89	50		
	13	25	36	47	57	10		
	18	29	42	54	65	20		
	19	34	48	60	72	30		
1,30	22	38	54	67	80	40		
	25	43	59	74	87	50		
	13	24	35	46	57	10		
	15	28	40	52	64	20		
1,40	18	32	45	58	70	30		
	20	36	51	64	77	40		
	23	40	56	71	84	50		
	1,05	15,89	10,98	8,50	6,95	5,88	—	
1,10	11,00	8,10	6,55	5,53	4,79	—		
1,15	8,77	6,66	5,50	4,72	4,15	—		
1,20	7,46	5,77	4,83	4,19	3,72	—		
1,25	6,59	5,17	4,37	3,82	3,41	—		
1,30	5,96	4,72	4,02	3,53	3,17	—		
1,40	5,13	4,12	3,54	3,13	2,83	—		

Т а б л . з н а ч . γ

Жом. В качестве отбросов при диффузии получается жом и диффузионная вода. В Германии практикуется возвращение диффузионных вод, но при этом необходимо устанавливать сушику для жома, так как последний плохо сохраняется. Жом получается в количестве около 90% по весу свеклы. Содержание воды в нем составляет около 95%, а остальное, т.-е. около 5%, приходится на долю сухих веществ. В жоме всегда находятся разные ферменты, а также пища для их развития—сахар, белок и пр.

Хранение жома. Поэтому существенно важно сохранение жома, что у нас обычно делается в жомовых ямах, куда жом поступает непосредственно из-под шнека, за исключением той части, которую забирают крестьяне, минуя яму. При хранении жома развиваются различные виды брожений, например, масляное и молочное. Так как масляное брожение сообщает неприятный запах и тем понижает питательную ценность жома, стараются создать условия, благоприятные молочному брожению, для чего могли бы быть пригодны культуры молочнокислых бактерий, как на то указывают Grolbois и Vouillant.

В результате хранения в ямах жом теряет после 6—8 месячного лежания около 50% воды и 20—30% питательных веществ (т.-е. если 100 т свеклы дают 90 т свежего жома, то кислого жома получается 30—50 т). С целью избежания вышеуказанных потерь ценных кормовых средств жом начали для лучшего сохранения, сушить.

Прессование. В виду большого содержания воды в жоме, его предварительно прессуют, чем увеличивают содержание сухих веществ с 5% до 15%. Иногда в ямах хранят прессованный жом, в этом случае отжимом содержание сухих веществ поднимается до 12—15%. Этот способ у нас редко применяется, как и сама сушика жома.

Из прессов для вышеупомянутой цели применяются пресса: Bromberga, Bergreen'a, Ланге и др. (рис. 40).

Устройство прессов основано на том, что жом, поступающий в сосуд конической формы с дырчатыми стенками, передвигаясь шнеком к узкой части, постепенно спрессовывается, а отжатая вода через дырчатую

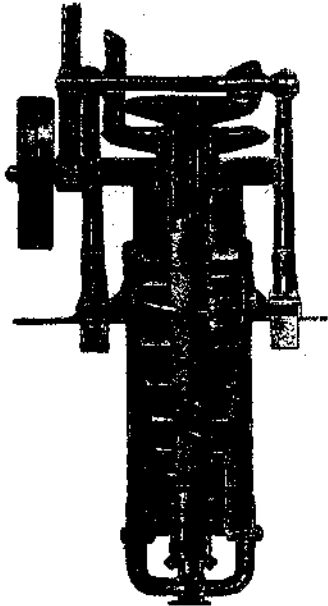


Рис. 40. Пресс Бергреена новейшей постройки.

стенку удаляется. Спрессованный жом сушат. При сушке содержание сухих веществ поднимается с 15% до 88%, таким образом, из 100 т свежего жома получается около 7—8 т сухого. Сушка происходит в печах, обогреваемых отходящими газами или паром.

Из сушек первого типа употребляются Meyer'a и Buttner'a, Petry и Necking, Huillard'a

Из паровых — печь Imperial.

Печь Meyer'a и Buttner'a (рис. 41). (Германия 1887 г.). Горячие газы (кокса или каменного угля) одновременно с прессованным жомом постунают

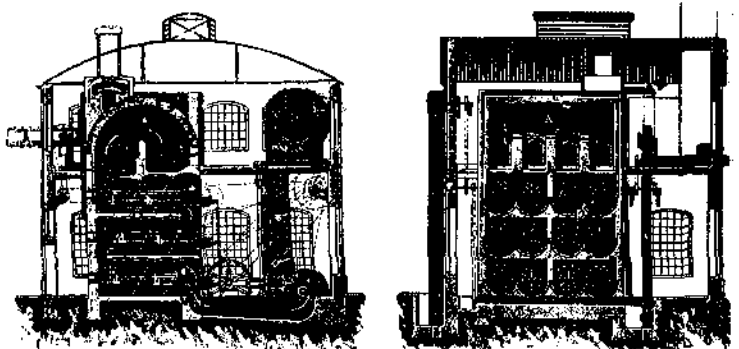


Рис. 41. Сушка системы Вютнера и Мейера.

в верхнюю часть сушильной камеры. Последняя состоит из трех этажей. Тяга производится вентилятором. Каждый этаж имеет вращающийся вал с лопатками, из которых один вымешивает жом, другие возвращают назад маловысохший продукт. По мере высыхания жом становится легче, сходит с одного этажа в другой и выходит через нижнюю часть камеры.

Печь Petry и Несking состоит из двух concentрических вращающихся барабанов. Во внутренний барабан одновременно поступают горячие газы, идущие из коксовой печи, помещенной спереди, и отжатый до содержания 15% сухих веществ жом.

Достигая противоположного конца барабана, жом, высушенный до 60—70% сухих веществ, падает во внешний барабан и высушивается за счет теплоты лучеиспускания внутреннего барабана. Тяга производится вентилятором.

Печь Huillard'a (рис. 42). Ее особенность — утилизация для сушки жома теплоты отходящих в дымовую трубу завода газов. Это вертикальная цилиндрическая печь, сложенная из кирпича 10—12 м высотой. Она разделена на этажи дырчатыми металлическими перегородками, имеющими в центре большое отверстие. Внутри вращается вертикальный вал, который в каждом этаже несет на себе распределительный конус, верхнее основание которого расположено ниже дырчатой перегородки. Жом, падая, распределяется по перегородке конусом, затем подводится к центру вращающимися лопатками. Газы с температурой 220—300° всасываются вентилятором, проходят печь снизу вверх и выходят с температурой 50—60°.

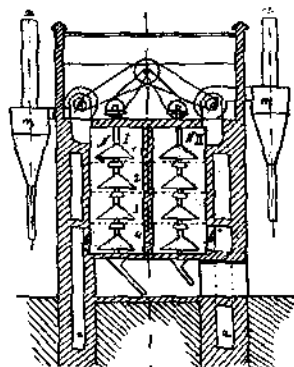


Рис. 42 Печь Huillard'a.

Теоретически этим путем можно высушить 60% всего количества получаемого жома, но, принимая во внимание потери тепла через лучеиспускание, охлаждение газа в каналах до печи, тепло уносимое током газа с частицами воды и пр., практически высушивают 40—45%.

Пример расчета печи Huillard'a.

- | | |
|--|---------|
| 1) Угля сжигается на тонну свеклы | 80 кг |
| 2) Содержание золы в угле | 8% |
| 3) Горячих веществ в топливе $80 \times 0,92$ | 73,6% |
| 4) Содержание CO_2 в продуктах горения | 9% |
| 5) Температура отходящих газов | 250° C |
| 6) " " " из печи | 60° C |
| 7) Вес продуктов сгорания на 1 кг сжигаемого угля. | 27,6 |
| 8) Содержание сухих веществ в жоме | 15% |
| 9) " влаги в сухом жоме | 12% |
| 10) Количество выпариваемой воды на тонну свеклы | 260 кг |
| 11) Необходимое количество калорий для высушивания жома [260 (64—60) | 150.800 |
| 12) Количество калорий, отдаваемое газом: | |

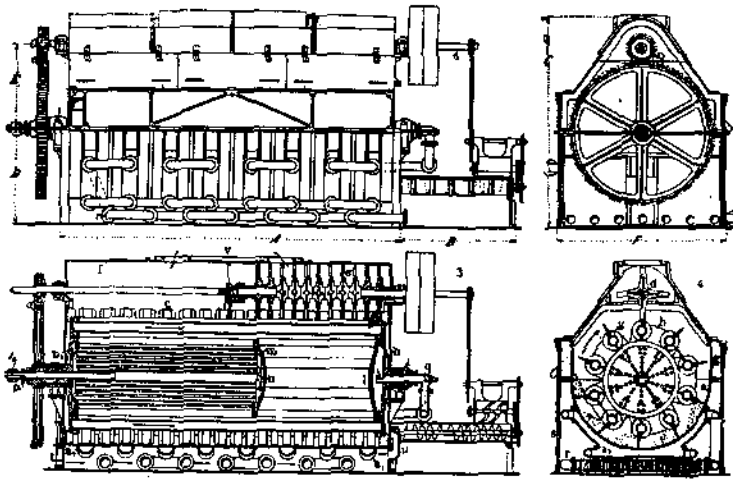
$$27,6 \times 73,6 \times 0,237 (250^\circ - 60^\circ) = 91,470 \text{ кал.}$$

т.е. количество тепла, отдаваемое газом, составляет около 60% всего потребного количества; практически отдаваемое количество тепла считают = около 45%.

Печь „Имперал“ состоит (рис. 43):

- а) из полуцилиндрического корыта с двойными стенками, куда направляют предварительно жом для высушивания;
- б) из пучка вращающихся трубок, получающих пар и несущих на внешних трубках лопатки, которыми перемешивают, поднимают жом и ускорят сушку;

с) из трубы, поднимающейся над печью и обуславливающей тягу воздуха над высушиваемым жомом. Этот воздух, поступающий непосредственно извне, нагревается в самом аппарате, прежде чем поступить в сушилку. Над пучком трубок находится горизонтальный вал, несущий наполовине своей длины кулаки, входящие между



лопатками пучка трубок. Назначение кулаков — разбивание клубков жома, случайно образовавшихся перед высушиванием. Пучки трубок состоят из двух частей: центральной — 60 трубок, и периферии — 10 трубок. Двойные стенки корыта, в свою очередь, образованы маленькими корытами, сообщаемыми между собой по два, перпенди-

Рис. 13. Паровая сушка для жома „Империаль“.

кулярно оси аппарата. Внизу находятся ребристые трубки. Греющий пар проходит сперва пучок центральных трубок, затем по трубкам на периферии через двойные стенки корыта и, наконец, через ребристые трубки.

Всасываемый воздух нагревается сперва от соприкосновения с ребристыми трубами, двойными стенками корыта — это прежде чем поступить на сушку жома, а затем идет в трубу. На пути обработанного воздуха имеется камера для улавливания увлеченных частиц жома. Трудно сказать, какой тип выгоднее, так как необходимо принять во внимание различные факторы. Вообще следует указать, что паровые сушилки дороже, чем огневые, расход угля при них больше, так как утилизация тепла в печах паровых не превышает 70%, а в огневых достигает 80%.

Однако, при паровых сушках, вследствие невысокой температуры (100°С вместо 800—1000° огневых сушек), не наблюдается разрушения сахара, жом сохраняет красивый белый цвет, и коэффициент усвояемости питательных веществ жома не понижается. Расход угля в огневых сушках составляет около 60 кг (при теплотворной способности в 8000 кал.) на 100 кг сухого жома, содержащего 12,5% воды. В паровых сушках расход пара составляет около 550 кг, при тех же условиях.

Сушеный жом. Сравнение питательности жома: свежего, силосованного и сушеного дает таблица 26.

Таблица 26.

Вещества	Свежий жом	Силосованный жом	Сушеный жом	
			Огневая сушка	Паровая сушка
Белки	0,80	1,07	6,54	8,03
Клетчатка	2,39	2,80	18,57	19,5
Экстр. вещества	6,32	6,41	56,59	59,26
Жиры	0,05	0,11	—	0,21
Зола	0,59	1,09	6,02	3,79
Вода	88,77	88,52	12,58	9,21

Сушеный жом с диффузии *Hugois-Rak'a* содержит:

белка	8%
сахара	18,80%
воды	3,16%

Сушеный жом охотно поедается животными. Перед дачей его обычно смачивают. Хранят сушеный жом в сараях, хорошо вентилируемых, в кучах 2—3 м высотой (куб. м сухого жома весит около 250 кг). Часть сухого жома перед дачей смешивается с мелассой. Существуют установленные для корма животных нормы, которых необходимо придерживаться, так как неумелое кормление животных может быть вредно. В качестве примера могут служить следующие цифры:

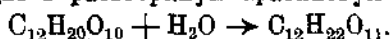
Молочные коровы на 50 кг живого веса:

лугового сена	2,5 кг
соломы	4 "
отрубей	3,4 "
сухого жома	3 "
муки	1,14 "

V. Очистка сока.

Удаление волокон. Полученный диффузионный сок представляет собой почти черного цвета жидкость, содержащую в растворе: сахар, различные растворимые органические и минеральные вещества, так называемые — „несахара“ и волокна свеклы или иначе мезгу.

Задача очистки сока состоит в удалении мезги и сахара. Удаление мезги необходимо потому, что при прохождении по трубкам подогревателя мезга осажается по стенкам, благодаря чему затрудняется теплопередача, так как всегда присутствующие в соке белковые вещества при нагревании свертываются и, выделяясь в виде хлопьев, обволакивают мезгу и тем способствуют образованию осадка на трубках. Кроме того, в мякоти свеклы находится группа сложных органических полисахаридов, известных под именем пектиновых веществ. Из них метаарабиновая или метапектиновая кислота состава $C_{12}H_{20}O_{10}$ находится в нерастворимом состоянии. При кипячении со щелочами в водном растворе метаарабиновая кислота переходит в растворимую арабиновую кислоту по уравнению:



Арабиновая кислота с оксидом кальция в избытке дает ряд кальциевых солей, из которых одни растворимы в воде, а другие нерастворимы. При этом нерастворимые соли, как имеющие аморфное строение, затрудняют фильтрацию сока на фильтрпрессах; растворимые же соли, как являющиеся положительными патокообразователями, могут обусловить большую потерю сахара в кормовой патоке. Из высказанных соображений понятно, почему мезга должна быть удалена. В практике для этой цели употребляются, так называемые, ловушки различных систем, из коих наиболее употребительными у нас являются системы: Мика и Пильгардта.

Ловушка Мика состоит из железного цилиндра, в котором помещается цилиндрическое сито так, что между ними остается свободное пространство. Диффузионный сок входит сверху внутрь сита и через отверстия в нем попадает в кольцевое пространство, образуемое цилиндрами, откуда далее идет на мерник. Мезга остается на стенках внутри ситчатого барабана. Для очистки последний по мере надобности вынимается и подвергается чистке, а на его место вставляется запасной цилиндр. Недостатки этой системы заключаются в отсутствии приспособления для механической очистки засорившихся отверстий. Мезга выгружается из ловушки и поступает обычно во вновь загружаемый диффузор, когда он почти наполовину наполнен стружкой.

Ловушка Пильгардта (рис. 44) состоит из цилиндрического сита, вращающегося в сплошном цилиндре при помощи зубчатой передачи сверху. Сок входит между обоими цилиндрами, проходит сквозь сито и уходит из него через патрубок внизу. С наружной стороны сита находятся два скребка, которые счищают мезгу. Из конической части ловушки мезга по мере надобности удаляется.

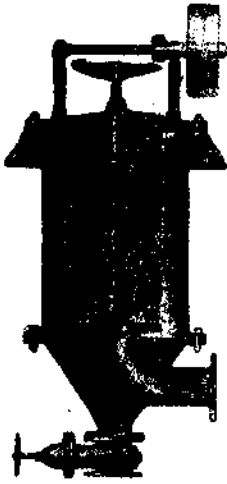


Рис. 44. Ловушка для пудры системы Пильгардта.

Способы обработки сока. Для удаления сахара прибегают к химическим реакциям, а также к физическим процессам. За время существования свеклосахарной промышленности для очистки сока было предложено свыше 600 веществ; сюда входили: сера и ее соединения, фосфорные соединения, водород, кислород, щелочные и тяжелые металлы, органические соединения и электролитические средства.

Однако, до последнего времени в заводской практике почти исключительно удержался способ очистки сока известью с последующим насыщением углекислотой. Это вполне понятно, так как известь, являясь сильно действующим средством, распространена в природе в больших количествах в виде известняка, мела и поэтому является дешевым продуктом. В настоящее время различают следующие способы обработки свекловичного сока известью:

1) Мокрая дефекация, т.е. обработка сока гашеной известью в виде молока. При этом различают:

- а) обработку при нагреве — горячая мокрая дефекация,
- б) обработку без нагрева, на холоду — холодная мокрая дефекация.

2) Сухая дефекация, т.е. обработка сока вегашеной известью в кусках.

При этом, если обработка ведется:

- а) при нагреве, то имеем сухую горячую дефекацию,
- б) на холоде, то имеем сухую холодную дефекацию.

Точно так же производится и газование:

- на холоде — холодная сатурация,
- при нагреве — горячая сатурация.

Мы остановимся на наиболее распространенном на русских заводах способе: на горячей мокрой дефекации с последующей сатурацией при нагреве.

Нагрев сока. Диффузионный сок поступает на мерники с T в 35—40°. Для выполнения горячей дефекации его предварительно нагревают до 90°, что производится в особых аппаратах, называемых решофферами. Прежний тип открытых, с медленным движением сока, обогревательных аппаратов ныне оставлен вследствие своей неэкономичности. В настоящее время в целях лучшего использования тепла употребляются, так называемые, закрытые быстротечные решофферы, в основу конструкции которых положен выведенный из ряда опытов принцип, гласящий, что с увеличением скорости движения нагреваемой жидкости около поверхности нагрева возрастает коэффициент передачи тепла последней. Кроме того, быстротечные решофферы имеют следующие преимущества:

- 1) более высокий коэффициент теплопередачи влечет за собой уменьшение поверхности нагрева,
- 2) вследствие большой скорости движения поверхность нагрева покрывается осадком значительно медленнее,
- 3) вследствие быстроты движения, около 2,5 м/сек., вместо 0,1 до 0,5 м/сек., устраняется опасность, несмотря на высокую температуру возникновения процессов, обуславливающих разложение сахара.

Как видно из чертежа (рис. 45 и 46), решоффер состоит из квадратного или цилиндрического резервуара с двумя крышками. Внутри резервуара проходят трубки, диаметром около 35 мм и длиной около 3 м. Трубки расположены секциями, разделенными перегородками так, что сок из одной секции может посту-

пать в другую, то опускаясь вниз, то поднимаясь вверх. На заводе решофферы располагаются вертикально или горизонтально.

Нагрев в начале кампании производится острым или ретурным паром, а затем соковыми парами с T от 85 до 107° С соответствующего корпуса выпарной станции. Каждый решоффер должен быть снабжен арматурой: термометром, манометром, воздушным краном, трубкой для отвода аммиачных газов из паровой камеры, спускными и наборными вентилями, отводом конденсационных вод.

Конденсационные воды необходимо систематически подвергать пробе на α -нафтол, на сахар. Реакция выполняется следующим образом. Берут в пробирку около 1 куб. см испытуемой жидкости, прибавляют 2—3 капли 15% раствора в чистом спирите α -нафтола. Затем по стенке пробирки постепенно приливают 1—2 куб. см чистой концентрированной серной кислоты, свободной от присутствия азотной кислоты, маскирующей реакцию, так, чтобы жидкости не смешивались.

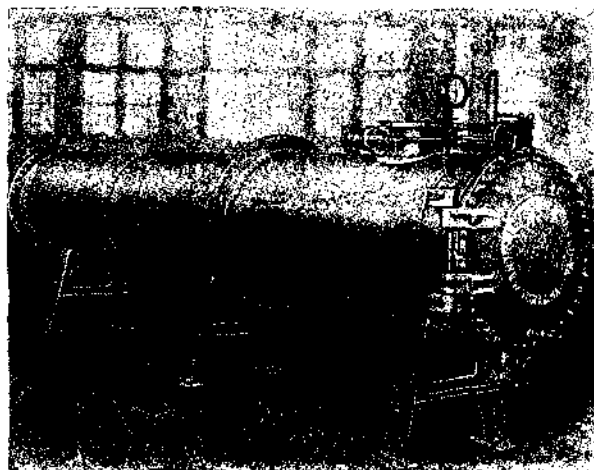
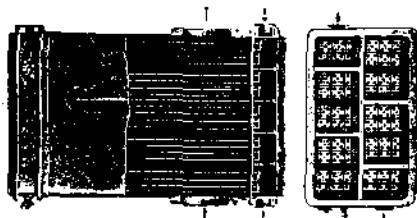


Рис. 45. Противоточный решоффер системы Вельер-Елинска.

Рис. 46. Решоффер цилиндрический.

Серная кислота, как более тяжелая, будет внизу, раствор — наверху. В месте соприкосновения жидкостей в присутствии очень ничтожных количеств сахарозы появляется фиолетово-красное кольцо. Появление сахара в воде, вследствие трения или неплотностей в трубах, влечет неизбежные потери сахара, а поступление в паровые котлы воды, содержащей сахар, влечет за собой при разложении сахара на стенках парового котла перегрев и образование отдувки.

Основанием для расчета поверхности нагрева решофферов служат формулы, приведенные выше. Обычно нагрев производится в два приема:

- 1-й решоффер подогреваем от 35 до 65°
- 2-й " " " " 65 " 90°.

Обогревание производится соковыми парами: для первых решофферов паром с $T = 85—98^\circ \text{C}$. для вторых решофферов парами с $T = 98—107^\circ \text{C}$.

Пример. Определить расход пара и поверхность нагрева решофферов при переработке 100 кг свеклы в минуту.

1-й решоффер:

$$C = 0,9; t_1 = 65^\circ, t_2 = 37^\circ; P = 110\%$$

$$Q_1 = 0,9 (65 - 37) \cdot 110 = 2770 \text{ кал.},$$

$$\text{потери } \sim 5\% \dots \dots \dots 150 \text{ " } \left. \vphantom{Q_1} \right\} \text{ всего } 2920 \text{ кал.},$$

следовательно, расход пара на 1-й решоффер:

$$D_1 = \frac{Q_1}{\lambda_1 - \tau_1} = \frac{2920}{540,7} \cong 5,5\%$$

(считая, что нагрев производится паром 11-го корпуса, принимаем температуру греющего пара $T = 97^\circ \text{C}$, а температуру конденсата теоретически $\tau_1 = 97^\circ \text{C}$.)

2-й решоффер:

$$t_1' = 89^\circ \text{C}, t_2' = 65^\circ; C = 0,9; P = 110\%$$

$$Q_2 = 0,9 (89 - 65) \cdot 110 = 2375 \text{ кал.}, \text{ потери } 5\% - 120 \text{ кал.}, \text{ всего } - 2495 \text{ кал.}$$

При нагреве паром 11-го корпуса имеем: температуру пара $T = 97^\circ \text{C}$, температуру конденсата $\tau_2 = 97,0^\circ$, следовательно, расход пара:

$$D_2 = \frac{Q_2}{t_2 - \tau_2} = \frac{2495}{540,6} \cong 4,7 \text{ кг.}$$

Определение поверхностей нагрева решофферов. Пользуемся формулой $F = \frac{Q}{\delta K}$.

I группа:

Здесь $Q_1 = 2920 \text{ кал.}$

$$\delta = \frac{(97 - 37) - (97 - 65)}{2,3 \lg \frac{60}{32}} \cong 45^\circ \text{C.}$$

Для определения коэффициента теплопередачи K воспользуемся данными Рагга (см. далее выпаривание сока).

Определение поверхности нагрева по Раггу производится из уравнения

$$F = \frac{D}{\delta \Delta}$$

где: F = искомая поверхность нагрева,

D = количество пара, конденсирующегося на $кв. м$ поверхности нагрева в час/кг,

δ = разность температур,

Δ = разность температур, необходимая для конденсации 1 кг пара в час на $кв. м$ поверхности нагрева.

С другой стороны, имеем формулу: $F = \frac{Q}{\delta \cdot K}$.

Таблица 26а.

Температура греющего пара	Значения K
65	4
70	6
75	7
80	9
85	11
90	13
95	16
100	19
105	23
110	27
115	31
120	37

Количество тепла, отдаваемое 1 кг пара при конденсации, в среднем можно принять равным 540 кал.

Минутный расход пара будет $D/60$.

Так как вычисленные по обеим формулам искомые поверхности нагрева должны быть равны, то имеем равенство

$$\frac{D}{\delta \Delta} = \frac{D \cdot 540}{60 \cdot K \cdot \delta}$$

Отсюда $K = \frac{9}{\Delta}$.

На основании это равенства составляем следующую таблицу коэффициентов теплопередачи по Раггу, вполне пригодную для практических целей¹⁾.

Принимаем значение $K = 17 \text{ кв. м}$ греющего пара с $T = 97^\circ \text{C}$, тогда

$$F_1 = \frac{2920}{45 \times 17} = 3,8 \text{ кв. м.}$$

II группа:

$$Q_2 = 2495; K = 17; \delta = \frac{(97 - 65) - (97 - 89)}{2,3 \lg 4} = 17$$

$$F_2 = \frac{2495}{17 \times 17} = 8,6 \text{ кв. м.}$$

¹⁾ Эти коэффициенты установлены для слегка загоревших поверхностей нагрева т.-е. сравнительно чистых. Для сильно загоревших определенную поверхность нагрева необходимо увеличить процентов на 10—20.

При переработке в сутки 1000 т в минуту перерабатывается около 700 кг свеклы, следовательно, необходимая поверхность нагрева будет:

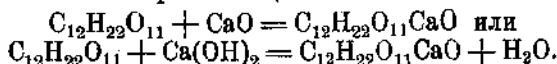
$$\begin{aligned} 1\text{-й решоффер } & 3,8 \times 7 = 27 \text{ кв. м} \\ 2\text{-й } & \text{„ } 8,6 \times 7 = 60 \text{ „ „} \end{aligned}$$

Дефекация.

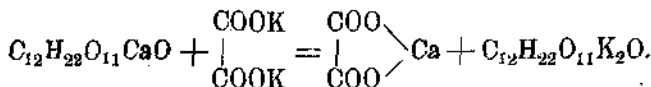
Действие извести. Так как сахар и несакара свеклы находятся в диффузионном соке в растворе, то взаимодействие между ними и известью может происходить при переходе последней в раствор.

Растворимость извести в сахарных соках больше, чем в воде и зависит от времени воздействия, температуры, состояния, в каком употребляется (порошком, кусками или в виде молока), содержания сахара.

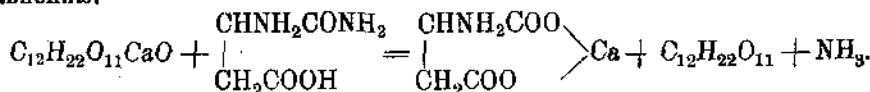
Объяснение этому может быть сделано при допущении, что в сахарных растворах образуется моносахарат кальция.



В дальнейшем уже моносахарат кальция вступает в реакцию с несакарами сока. Например,



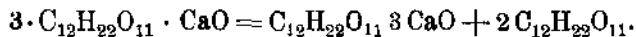
Здесь происходит осаждение щавелевой кислоты в виде ее кальциевой соли и образование сахарата калия, т. е. реакция обменного разложения. При воздействии на азотистые основания имеем тип реакций разложения. Так, аспарагин разлагается с выделением аспарагиново-кальциевой соли, сахара и аммиака, по уравнению:



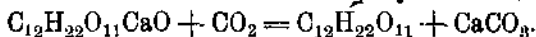
Из отдельных реакций, имеющих место при воздействии извести на сок, рассмотрим следующие:

Сахараты. Сахароза с окисью кальция образует три соединения: моносахарат кальция $C_{12}H_{22}O_{11} + CaO = C_{12}H_{22}O_{11} \cdot CaO$ — образуется при растворении в 10—15% растворе сахара свежее-обожженной, тонко измельченной извести в молекулярном отношении, при температуре 5—10° С. Если известь употреблялась в виде молока, то реакция идет медленнее. Спирт осаждает из раствора моносахарат в виде белой аморфной массы.

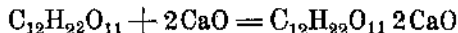
При кипячении моносахарат разлагается на трудно растворимый трисахарат и сахар:



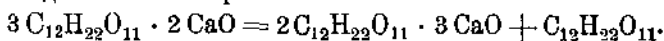
Моносахарат представляет собой мало прочное химическое соединение и легко разлагается от действия слабых кислот на сахарозу и кальциевую соль кислоты:



Если в условиях образования моносахарата вводить две молекулы извести, то получится бисахарат

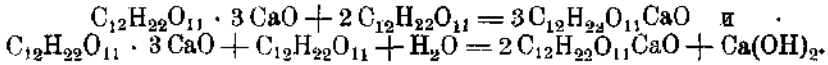


растворимый в воде. При кипячении бисахарат разлагается с образованием трисахарата и выделением сахара.



Кислоты разлагают бисахарат на сахар и соль соответствующей кислоты.

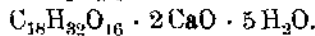
Трисахарат кальция получается при кипячении моно- и бисахаратов и выделяется в виде белого аморфного порошка, трудно фильтрующегося и промывающегося. При введении трисахарата в сахарный раствор он растворяется с образованием моносахарата.



Действием кислот трисахарат разлагается с выделением сахара и соли соответствующей кислоты.

Инвертный сахар. Инвертный сахар представляет собой смесь *d*-глюкозы и *d*-фруктозы в молекулярных отношениях. Находится в диффузионном соке при нормальной свекле от 0,1 до 0,2%. Однако, это количество непостоянно и подвержено значительным колебаниям. Содержание инвертного сахара увеличивается к концу производства, когда в переработку поступает долго лежавшая свекла. Это увеличение может достигать значительных величин при переработке подвергшейся гниению свекловицы. При нагревании растворов инвертного сахара с известью происходит его разложение, при чем образуются кальциевые соли органических кислот. При этом из *d*-глюкозы образуются кислоты: глюциновая, уксусная, муравьиная, апоглюциновая и сахарумовая, а из *d*-фруктозы: сахаринная и молочная. Кальциевые соли органических кислот растворимы в воде с желто-коричневым окрашиванием, имеют нейтральную реакцию, оптически недействительны, от действия угольной кислоты не разлагаются и являются отрицательными патокообразователями. Вследствие этого при очищении соков, содержащих инверт, в сахарных растворах образуются кальциевые соли, дающие сильное окрашивание и увеличение известковых солей, что, конечно, препятствует получению песков малой цветности и затрудняет варку utfелей.

Раффиноза. Раффиноза находится в корнях свеклы в очень незначительных количествах, около 0,02%. Легко растворимая в воде она из свеклы переходит в диффузионный сок. При действии извести на водный холодный раствор раффинозы образуется бираффинозат кальция:



При нагревании, хотя и образуется трудно растворимый трираффинозат кальция, однако, в очень незначительных количествах, и потому почти вся раффиноза поступает в очищенный сок и концентрируется в кормовой патоке. Действием кислот раффинозаты разлагаются на раффинозу и кальциевые соли. Слабые растворы раффинозы действуют в отношении сахара отсаливающим образом, средние—индифферентны, крепкие—слабые патокообразователи.

Пектиновые вещества. В период роста свеклы в ее мякоти и соке образуются сложные органические вещества, относящиеся к полисахаридам и называемые пектиновыми веществами. Содержание пектиновых веществ в свекле подвержено сильным колебаниям в зависимости от условий роста и уборки ее и увеличивается в мокрые и холодные годы.

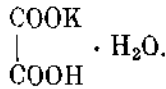
Пектиновые вещества делятся на две группы: производные арабинозы, называются пентозанами или арабанами и производные галактозы-гексозаны или галактаны. Повидимому, в мякоти свеклы находится метаарабин или метаарабиновая кислота эмпирической формулы— $(\text{C}_{12}\text{H}_{20}\text{O}_{10})_n$.

Метаарабин представляет собою камедообразное нерастворимое в воде вещество. При действии кислот дает растворимый параарабин, а под действием щелочей—растворимый арабин. При диффузии большая часть пектиновых веществ остается в жоме, но незначительная часть все же под действием нагрева и кислотности сока переходит в раствор в виде параарабина. Параарабин нейтрален, обладает сильным вращением вправо $\alpha_D = +221,3^\circ$, что при учете сахара может повести к увеличению „неопределенных“ потерь. Принимая уже на диффузии частично коллоидальное состояние, парапектиновые вещества затрудняют циркуляцию сока в батарее и тем способствуют увеличению потерь сахара в жоме.

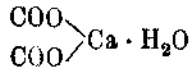
При очистке сока известью паранектиновая кислота дает на холоду аморфный трудно фильтрующийся осадок, который при нагревании становится хлопьевидным и хорошо фильтрующимся, что подтверждает необходимость выполнения дефекации при сильном нагреве. Во время дефекации при наличии в соке мезги в щелочной среде может образоваться при нагреве арабин, арабиновая или пектиновая кислота, представляющая собой бесцветную, стекловидную массу, растворимую с коллоидальным характером в воде. Арабин обладает левым вращением $\alpha_D = -88.7^\circ$, имеет нейтральную реакцию, с известью дает ряд кальциевых солей полуморфного строения, из которых некоторые растворимы. Арабин найден в патоке; полагают, что он является положительным патокообразователем.

Органические кислоты. Диффузионный сок имеет кислую реакцию, которая обуславливается наличием органических кислот и их кислых солей, каковое возрастает в незрелой и мерзлой свекле. Кислотность 100 куб. см сока, выражаемая в куб. см нормального раствора едкого калия, составляет около 2,5 куб. см.

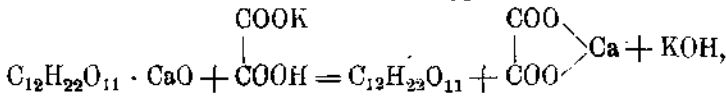
Среди органических кислот в соке главное значение имеет щавелевая кислота, находящаяся в нем в виде кислой кальевой соли, т. е.:



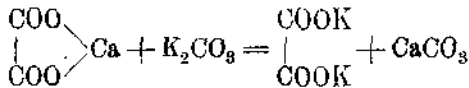
Эта соль легко растворима в горячей воде и трудно в холодной. С известью щавелевая кислота дает среднюю кальцеву соль:



совершенно в воде нерастворимую. Однако в сахарных растворах образовавшаяся кальцевая соль щавелевой кислоты, согласно уравнения:



при сатурации может вступать в обменное разложение с углекалиевой солью по уравнению:



таким образом, не вся щавелевая кислота удаляется с фильтр-прессной грязью; в дальнейшем, при изменении концентрации и щелочности щавелевокальцевая соль вступает в обменное разложение с кальцевыми солями органических кислот, находящихся в растворе и, таким образом, выделяется в осадок на выпарных станциях.

Прочие органические кислоты, находящиеся в диффузионном соке, как-то: малоновая, янтарная, гликолевая, яблочная, винная, лимонная и пр., известью удаляются в значительной части, но не совсем, в зависимости от степени растворимости их кальциевых солей.

Жиры. Растительный жир, находящийся в свекле, представляет собой глицерид пальмитиновой и олеиновой кислот. В условиях диффузии жир остается почти целиком в жоме, если же переходит в сок, то при омылении с известью дает нерастворимые кальцевые соли названных кислот и сполна удалится с фильтр-прессной грязью.

Ароматические вещества. Из ароматических веществ в свекле встречается кониферин, трудно растворимый в воде. При нагревании в щелочных и кислых растворах легко разлагается с выделением ванилина. Таким образом, ванилин может оставаться в жоме и находиться в сиропах, придавая им ванильный запах, что иногда и встречается в заводской практике.

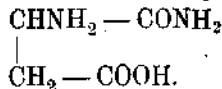
Окраска сока. При дефекации почти черный цвет сока переходит в светло-желтый. Истинная причина перемены окраски сока еще неизвестна; полагают, что в клетках находится вещество, которое при окислении на воздухе дает черного цвета продукты. При действии извести это вещество дает соединения, растворяющиеся с желтым окрашиванием. При сатурации, с понижением щелочности растворимость этого вещества уменьшается, оно выпадает в осадок и сок становится светлей. Впрочем, окраска сока может обуславливаться и раствором различных кальциевых солей органических кислот, как это наблюдается с продуктами распада инвертного сахара.

Азотистые вещества. В состав несугаров свеклы входит почти половина веществ, имеющих в своем составе азот. Количество азота в свекле колеблется в пределах до 0,25%. Чтобы по найденному количеству азота определить вес азотосодержащих веществ, приходится пользоваться соответствующим фактором. Таковой, например, для белков будет = 6,25. Если содержание азота в свекле примем, согласно анализов Андрикс'а и Урбана, около 0,2, а фактор 6,0, то общее количество азотосодержащих веществ будет $0,2 \times 6,0 = 1,20\%$, по весу свеклы.

В виду того, что азотосодержащие вещества частью при очистке удаляются, частью проходят все станции, принято азот несугаров сока разделять на „вредный“ и „безвредный“, подразумевая под первым азот, остающийся в соке, а под вторым — удаляемый сполна во время очистки сока. Количество вредного азота определяется из общего количества минус безвредный азот. К „безвредному“ азоту относится азот, входящий в состав белков, амидов и та часть аммиака, которая удаляется в воздух, что обуславливается тем, что при очистке известью белковые вещества почти полностью удаляются, амиды, амидокислоты разлагаются с выделением аммиака и образованием кальциевых солей амидокислот, аммиачные соли кислот выделяют аммиак и дают кальциевые соли. Азот прочих соединений является вредным. Количество общего вредного и безвредного азота в свекле колеблется в зависимости от сорта свеклы, состава почвы, рода удобрений и от климатических условий во время роста; так в сухое лето количество азота значительно выше, чем в мокрое.

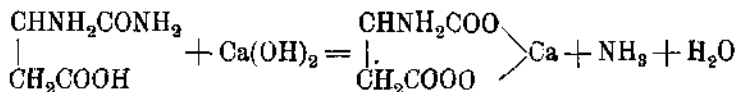
Из отдельных представителей остановимся на следующих:

Аспарагин является амидом амидоантарной кислоты (аспарагиновой)

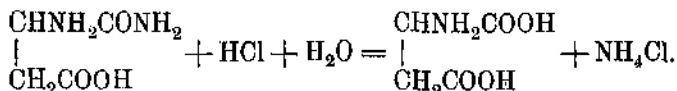


Аспарагин существует в трех оптических изомерах, но в свекле присутствует левовращающий аспарагин. Свинцовый уксус переводит его левое вращение в правое, что при анализе может повести к ошибке при подсчете сахара. Аспарагин в водном растворе имеет кислую реакцию, что при продолжительном нагреве на диффузии может повлечь инверсию сахара.

Под действием щелочей и кислот при нагревании аспарагин разлагается с выделением аммиака и образованием в первом случае кальциевых солей аспарагиновой кислоты:



во втором случае аспарагиновой кислоты:



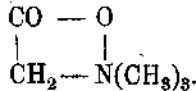
При очистке сока большая часть аспарагина разлагается, однако, некоторая его часть переходит в сатурационный сок, а затем на выпарку. На выпарке

происходит дальнейшее разложение, но при этом образовавшаяся аспарагиновая кислота может повести к понижению щелочности сока. Когда щелочей и известкового сахара в соке достаточно для насыщения выделенной кислоты, сироп остается щелочным, в противном случае сироп получается кислым, что повлечет за собой потери сахара. Отсюда понятно, почему аспарагин должен быть причислен к вредным несахарам свеклы.

Аспарагиновая кислота, как и аспарагин при прибавлении свищового уксуса меняет левое вращение на правое. Реакция в водном растворе кислая. В условиях дефекации образуется почти исключительно кислая аспарагиновая соль калия и кислая аспарагиновокальциевая соль, хорошо растворимые, а поэтому проходят все стадии и скапливаются в кормовой патоке.

Глютамин представляет собой амид амидоглутаровой кислоты. Он представляет полную аналогию с аспарагином, но, будучи менее прочен, имеет меньшее значение, чем аспарагин в технике сахарного производства. Из глютамина получается при разложении глютаминовая кислота.

Бетанин. Из оснований азота наибольшее значение имеет бетанин, представляющий собой производное амидоуксусной кислоты:

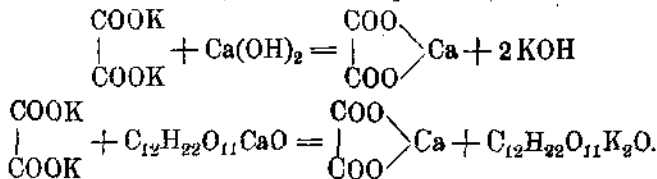


Содержание бетанина в свекле 0,15%, при чем в незрелой свекле его количество больше, чем в зрелой. Бетанин кристаллический легко растворим в воде, отличается большою стойкостью к щелочам и кислотам, в водных растворах при нагреве, а потому проходит все стадии производства и собирается в кормовой патоке, где его количество колеблется от 3 до 6%.

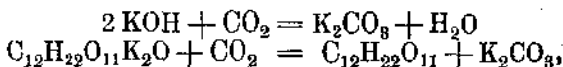
Белки. Белковые вещества находятся в свекле в количестве около ~0,7%. Белки с водой образуют коллоидальные растворы, откуда могут быть выделены в виде аморфной массы посредством нагревания не ниже 60° и осаждением помощью спирта, уксусной кислоты, дубильной кислоты, медного купороса, свищового уксуса. При диффузии главная масса белков, около 85%, остается в жоме, в сок переходит около 15%. При действии извести на дефекации белки подвергаются в значительной части глубокому разложению, в результате чего получаются амидокислоты и их амиды.

Минеральные вещества. Из минеральных веществ в свекле присутствуют металлы: калий, натрий, железо, кальций, магний, алюминий; кислоты: соляная, азотная, фосфорная и кремневая. Часть этих веществ при очистке сока удаляется почти совсем, это будут безвредные несахара, часть проходит все стадии производства и накапливается в патоке — вредные несахара.

Калий и натрий — находятся в соке в виде солей минеральных и органических кислот. При взаимодействии с известью они вступают в обменное разложение и дают свободные щелочи и сахара

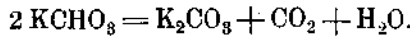


На сатурации едкие щелочи и сахара дают углекислые соли:



которые хорошо растворяются в воде и потому проходят через все стадии производства. Углекалиевая и угленатриевая соли являются сильными патокообразователями, а потому особенно вредными несахарами.

На сатурации могут образоваться кислые углекислые соли калия и натрия; при кипячении эти соли разлагаются с выделением углекислоты:



Отсюда понятно возможное не понижение, а повышение щелочности на выпарке, встречающееся иногда в практике свекло-сахарного завода.

Кальций и магний при очистке выделяются в виде углекислых солей. Образование кислых солей кальция и магния на сатурации при кипячении на выпарке ведет к образованию большого количества осадка на поверхностях нагрева, во избежание чего перед выпаркой сок необходимо хорошо прокипятить.

Железо и алюминий присутствуют в свекле в очень незначительных количествах. При очистке они полностью выделяются в виде гидратов—оксидов.

Кислоты — соляная и азотная кислоты дают хорошо растворимые балневые и натровые соли, на сатурации не изменяются и проходят все стадии производства. Они являются сильными пастообразователями.

Серная кислота почти полностью выделяется в виде сернокислого кальция. Образование осадка на выпарке в форме сернокислого кальция нужно отнести за счет извести и сульфитации.

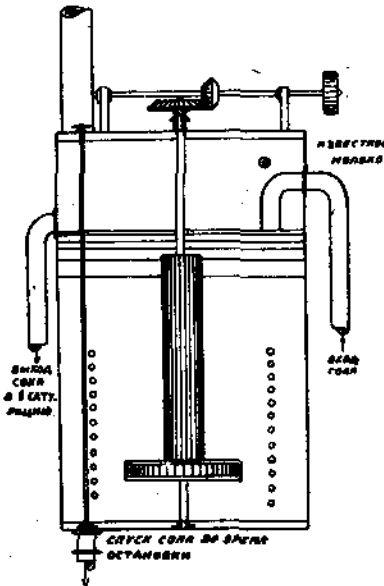


Рис. 47. Мешалка Фуровича.

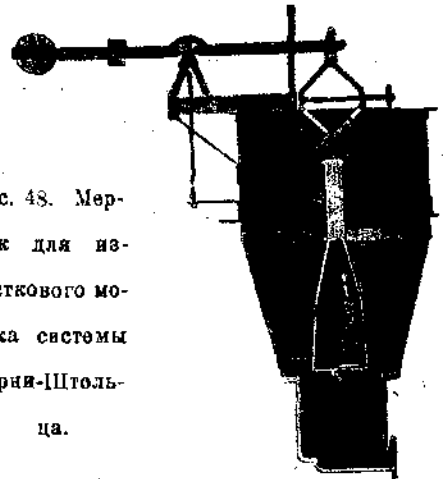


Рис. 48. Мерник для известкового молока системы Черня-Штольца.

Фосфорная кислота осаждается в виде средней фосфорнокальциевой соли, которая почти нерастворима в воде.

Практическое выполнение дефекации на заводе производится следующим образом: диффузионный сок с мерника через решофферы, где нагревается до 85—90°, качается насосом в дефекатор или малаксер, куда добавляется, в виде молока плотностью 20—25 Ве известь в количестве 2—3% по весу свеклы. Смесь подвергается в дефекаторе энергичному перемешиванию в течение 15—20 минут.

Дефекатор представляет собой цилиндрический котел с мешалкой внутри. Скорость вращения мешалок от 25 и выше оборотов в минуту, смотря по типу мешалки. Дефекатор должен быть снабжен соответствующей арматурой и лазом. Для уменьшения потерь тепла лучеиспусканием стенки котла покрывают издириующим слоем. Для достижения непрерывности в работе на заводе должно быть не менее двух дефекаторов. Объем дефекатора определяется из предположении, что в нем одновременно должно находиться количество сока, соответствующее отбору не менее чем с двух диффузоров, плюс объем молока и плюс приблизительно 1,0 м на пену. Теперь на заводе устанавливаются также и непрерывно-

действующие дефекаторы, состоящие из двух котлов, соединенных переливной трубой, с мешалками внутри различной системы (Фуровича) (рис. 47).

Для добавления известкового молока наиболее употребительным является аппарат Черни-Штольца (рис. 48). Он представляет собой железный цилиндрический резервуар с коническим дном. Внутри резервуара помещается чугунный конический поплавок, подвешенный свободно на одном из плеч коромысла, имеющем на противоположном конце груз, служащий для установки равновесия, в зависимости от количества задаваемой извести. Мерник снабжен наборным и спускным кранами. Диаметр около 1 м, высота около 1,5 м. Способ действия заключается в том, что рабочий открывает наборный кран и следит, когда стрелка с поднятым поплавком не станет на указателе, тогда закрывают наборный кран и спускают молоко в дефекатор.

Сатурация.

С дефекатора обработанный известью сок самотеком поступает в сатурационный котел, где подвергается насыщению углекислотой с целью разложения находящегося в растворе сахарата на сахар и мел и превращения избытка извести в мел. При этом стремятся, чтобы „несахара“, осажденные на дефекации, не были бы переведены обратно в раствор действием углекислоты.

Углекислотный сахарат. Химия сатурация очень сложна и до сих пор еще не изучена. Главнейшие реакции происходящие на сатурации, сводятся к следующим. При действии CO_2 на сахарат кальция не только происходит разложение сахарата с выделением карбоната кальция, но и образование углекислотного сахарата формулы $[\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \cdot 3\text{CaCO}_3 \cdot 2\text{Ca}(\text{OH})_2]$ аморфного строения, содержащего сахар в нерастворимом состоянии. Углекислотный сахарат разлагается под действием углекислоты. В зависимости от насыщения сока углекислотой различают три периода:

1) Получение недогазованного сока со щелочностью 0,14—0,16. В этот период в нефильтрованном соке находится большое количество сахара в связанном состоянии: а) в растворе — в виде моносахарата извести (вальдия), б) в осадке — в виде углекислотного сахарата. Получение такого сока затруднено на фильтр-прессах и потерю сахара в фильтр-прессной грязи.

2) Отгазованный сок. Щелочность 0,08—0,10. Получение такого сока принято считать нормальным для получения хороших результатов работы.

3) Перегазованный сок имеет реакцию слабо-щелочную или нейтральную. Здесь почти нет сахара в связанном состоянии. Такой сок обладает наивысшей доброкачественностью. В этом случае уменьшаются потери сахара, но получают окрашенные пески.

Углекислотный рафинозат. Рафиноза в условиях сатурации, подобно сахарозе, образует углекислотный рафинозат, который действием углекислоты разлагается с выделением рафинозы и углекальциевой соли.

Инвертный сахар. Продукты разложения инвертного сахара — известковые соли органических кислот при действии CO_2 изменениям не подвергаются. Однако, при наличии в сатурационном соке углекальциевых солей происходит обменное разложение, углекальциевая соль выделяется в осадок, а калиевые соли остаются в растворе и сообщают темное окрашивание соку, что наблюдается в перегазованных соках и при переработке лежалой свеклы.

Пектиновые вещества. В дефектованном соке находятся: в осадке — кальциевая соль парапектиновой кислоты, а в растворе — калиевая соль пектиновой кислоты. Под действием CO_2 соль парапектиновой кислоты не разлагается и, как вещество аморфного строения, способно затруднять фильтрацию. Кальциевая соль пектиновой кислоты разлагается углекислотой, благодаря чему она находится в кормовой патоке.

Органические кислоты. В виду того, что CO_2 является слабой кислотой, соли органических кислот ею не разлагаются.

Жиры. Жиры и смолистые вещества на сатурации остаются без перемен и потому при фильтрации остаются в фильтр-прессной грязь.

Окрашивающие вещества. В отношении свекловичного пигмента полагают, что частичное разложение его происходит, когда сок становится слабощелочным, чем объясняется коричневато-желтая окраска перегазованного сока.

Металлы. Щелочные металлы находятся в растворенном состоянии, воздействию CO_2 не подвергаются и остаются в растворе, концентрируясь затем в кормовой патоке. Щелочные же металлы в форме сахаратов разлагаются с выделением сахара и углекислой соли, переходящей в патоку.

Щелочно-земельные металлы Са и Mg находятся в соке в виде растворимых и нерастворимых солей неорганических и органических кислот. При действии угольной кислоты они выпадают в виде углекислых нерастворимых солей и удаляются с фильтр-прессной грязью. В случае насыщения до слабощелочной или нейтральной реакции Са и Mg переходят в раствор в виде кислых углекислых солей и для их выделения необходимо энергичное кипячение сока.

Содержание тяжелых металлов — железа и алюминия в дефекационном соке происходит благодаря их присутствию в извести. На дефекации образуются двойные щелочно-железные и щелочно-алюминиевые сахараты, отчасти растворимые в сахарных растворах. При действии CO_2 они разлагаются с выделением сахарозы, углекальциевой соли и гидратов железа и алюминия, малорастворимых в сахарных растворах.

Азотистые вещества. Из азотистых веществ, находящихся в дефекованном соке одни носят кислотный характер, другие основной. Из первых сюда относятся аспарагиновал, глутаминовая кислоты и др. Они находятся в дефекованном соке в виде кальциевых солей, обладающих сравнительно большой растворимостью в воде и сахарных растворах. В условиях сатурации они не разлагаются углекислотой, а потому проходят все стадии производства, концентрируясь в кормовой патоке. При наличии в сатурационном соке углекислых солей образуются в результате обменного разложения щелочные соли амидокислот и углекислый кальций. Подобные явления происходят на выпарке и влекут за собой загорание поверхностей нагрева. Из оснований в дефекационном соке находится бетаин и др.; они на сатурации изменениям не подвергаются и концентрируются в патоке. В отношении белковых веществ полагают, что некоторые из них растворимы в щелочных сахарных растворах, давая со щелочами солеобразное соединение и на сатурации разлагаются с выделением в осадок.

Практическое выполнение сатурации. Газование сока может вестись двумя способами — периодически и непрерывно. Непрерывная сатурация представляет значительные преимущества в смысле сокращения расходов при устройстве, а потому в работе она получила почти повсеместное распространение. При периодической сатурации газование ведется в отдельных сатураторах, число которых во избежание перерывов в работе бывает не менее 5.

Из них: один набирается,
другой подгазовывается,
третий догазовывается,
четвертый опорожняется,
пятый запасной.

Сатурационный котел (рис. 49) представляет собой закрытый клепаный резервуар из железа, толщиной в 5—7 мм. Форма котла обычно прямоугольная. Крышка котла снабжается трубой в 400 мм в диаметре для отвода отработавшего газа. На трубе иногда располагается ловушка для избежания потерь в случае выбрасывания сока. Внутри котла расположен „барбатер“, т. е. распределитель сатурационного газа, являющийся главной составной частью котла. Барбатер представляет собой две трубы диаметром 5". Одна концы этих труб

закрытые, а другие соединены посредством крестовины между собою и с подводящей газ трубой. На нижней части этих труб находятся отверстия в $\frac{3}{4}$ " , через которые газ поступает в сок. Отверстия эти располагаются в 3—4—5 рядов. Площадь сечений всех отверстий в сумме должна превышать в 4—5 раз площадь сечения газовой трубы.

Барбатер располагается над днищем на некоторой высоте (0,25 м), чтобы образующийся при газовании осадок не покрывал отверстия. Неудобство этих барбатеров — быстрое забивание отверстий. Для чистки барбатеры вынимают из котла и заменяют запасными. Были попытки применить принцип инъекции, однако, такие барбатеры распространения не получили, в виду того, что сошла быстро засоряются. В котлы иногда ставят змеевик для нагрева, однако, это нельзя признать рациональным в виду стесненности в пространстве, занимаемом соком, и необходимости часто чистить трубы. Снаружи котла располагается вся необходимая арматура: наборный и спускной вентиля, лаз с крышкой внизу, термометр, паровой вентиль, вентиль от паровой сечи для уничтожения пены и пробный кран. Сатураторы устанавливаются так, чтобы уровень сода был несколько выше (приблизительно на 0,5 м) пола второго этажа, а арматура так, чтобы рабочий, стоя на означенном полу, мог бы ею пользоваться. Во избежание потерь тепла лучеиспусканием котлы изолируются непероодниками тепла и обшиваются досками.

Работа газования сода ведется следующим образом: набирают сатуратор дефекнованным соком до надлежащего уровня (около 2 м) и открывают несколько газовой вентиль, чтобы газ входил в котел не сильной струей, во избежание образования пены. В это время сок превращается в густую клейстерообразную жидкость; взятый на пробу он не дает прозрачного отстоя и плотного осадка. В дальнейшем, открывая вентиль, увеличивают впуск газа. Как только проба будет давать прозрачный, соломенно-желтый отстой и плотный осадок, прикрывают вентиль, уменьшая впуск газа. Когда же проба, согласно химического анализа, будет давать установленную щелочность, газование прекращают, нагревают сок до 95° и качают на пресса.

При работе с фильтрами Оливера процесс сатурации ведут при $T=95^{\circ}$ С, для чего сок проходит решофферы перед сатураторами, а в котлах необходимая температура поддерживается или нагревом помощью змеевиков или инъекцией пара в газ. Последнее обстоятельство, несмотря на опасения, к разжижению сода не ведет, так как при указанной температуре $= 95^{\circ}$ С увеличивается количество испаряемой и уносимой газами в виде пара воды. По данным Vasseux получающийся в этих условиях сатурационный сок по доброкачественности не ниже, а всегда выше получаемого на обыкновенной сатурации, кроме того, грязь имеет более зернистое строение и лучше фильтруется. Для успешной работы требуется три человека: староста, рабочий и мальчик.

При определении емкости сатурационного котла руководствуются следующими данными:

- 1) Полезная емкость котла равна двойному или тройному отбору диффузионного сода.
- 2) Площадь котла определяется из допущения, что для лучшего использования углекислоты высота стояния сода в котле должна быть равной 2,5 м.
- 3) Ширина котла должна быть достаточной для удобного размещения на ней арматуры.

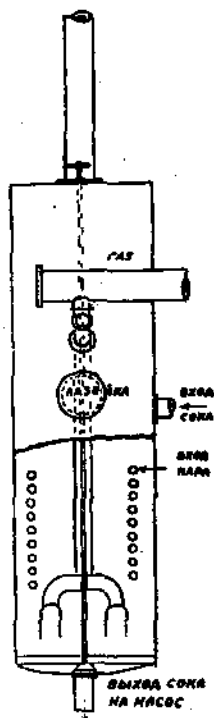


Рис. 49. Сатурационный котел.

4) Во избежание выбрасывания сока при сильном его вспенивании приходится высоту котла увеличивать на 3,5 м, таким образом, общая высота котла составит:

Соковое пространство	2,5 м
Надсоковое "	3,5 "
Всего	6,0 м.

Для производства сатурации непрерывного действия были предложены сатураторы различных систем, среди них остановимся на следующих.

Сатуратор Эргардта (рис. 50) представляет собой цилиндрического сечения котел, размером:

$$\varphi - 2,25 \text{ м, } h - 8,25 \text{ м.}$$

Такой котел достаточен для завода с суточной переработкой от 500 до 800 т. Верхняя часть котла высотой 3,27 м уширена и имеет $\varphi = 2,75 \text{ м}$. Это уширение имеет целью предупредить выбрасывание сильно пенящегося сока.

Внутри котла проходит ось, приводимая в движение сверху. Нижней своей частью она укреплена в подшипнике. Внизу на оси имеются скребки для вмучивания осевшей грязи, а на высоте 1,5 и 2,75 м расположены два зонта с отверстиями в цилиндрическом поясе. Их назначение — задерживать идущий вверх газ, чем увеличивается его контакт с соком. Внизу котла расположен барбатер. Сатуратор Эргардта дает возможность вести сатурацию в одном котле. Опыты дали хорошие результаты.

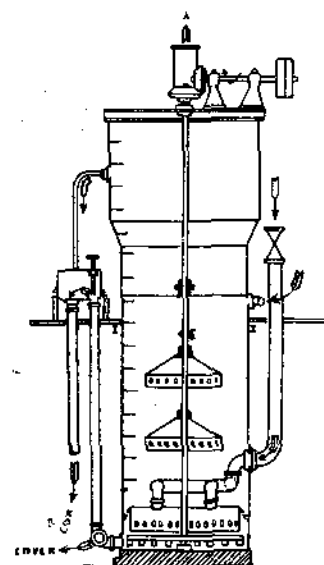


Рис. 50. Сатуратор Эргардта.

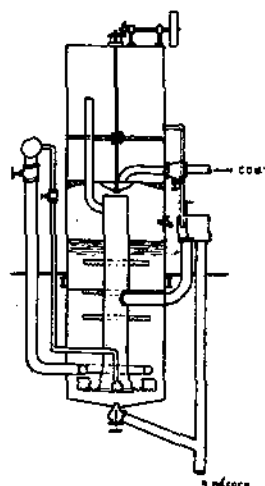


Рис. 51. Сатуратор Ногачевского.

Из других систем опишем сатуратор Самуэля. Он состоит из цилиндрического котла, оканчивающегося наверху трубой с расширением. Сок поступает по кольцевой наружной трубе через сопла, а газ по внутренней и через те же сопла, вследствие чего сок пульверизируется и хорошо смешивается с газом. Так как котел закрыт герметически, а труба доходит почти до дна, то неиспользованный газ давит на жидкость и заставляет ее подниматься вверх по трубе. При поступления в трубу газ и жидкость перемешиваются турбинкой или вантом в самой трубе. Через боковое отверстие в трубе, в уширенной ее части сок выливается и отходит, а газ выходит вверх. Вследствие тесного контакта сока и газа происходит очень полная утилизация последнего. Во избежание закупоривания имеются стержни, которыми время от времени производят очистку выходных отверстий сопел.

Сатуратор Ногачевского (рис. 51) состоит из цилиндрического котла высотой 7230 мм и диаметром 1900 мм. Внутри котла проходит труба диаметром 500 мм. В верхней части труба помощью отвода соединяется с надсоковым пространством для выхода газа, а в средней части помощью колена — присоединяется к контрольному ашику. Вверху труба закрыта, внизу открыта и приподнята над дном котла на 260 мм. На одном уровне с нижним концом трубы расположен

кольцевой барбатер. В барбатер газ подается кольцевой трубой с четырьмя штуцерами. Внутри центральной трубы устроен дополнительный барбатер. В соковом пространстве расположены одна над другой три горизонтальных перегородки для удлинения пути проходящего сока. Над центральной трубой устроена вращающаяся тарелка диаметром = 600 мм, делающая 20 оборотов/мин. К этой тарелке подведена соковая труба. Сок поступающий на тарелку разбрасывается, что увеличивает его способность поглощать газ. В сатураторе осуществлен принцип противотока жидкости и газа, в этом преимущество этого прибора. Опыты дали удовлетворительные результаты.

При непрерывной сатурации существенным условием является непрерывность действия барбатера. В этом случае пользуются барбатером Ротерманна, представляющим собой опрокинутое корыто, по краям которого имеются прямоугольные с закруглениями вырезы. Газ поступает по штуцеру внутрь корыта по середине его, собирается вверху корыта, вытесняет сок и затем через отверстие выходит сам. Для правильного действия требуется правильность установки барбатера. К числу недостатков этого способа надо отнести невозможность хорошего использования газа, выходящего крупными пузырями из отверстий, а также пенистость соков. Для выполнения непрерывной сатурации одновременно с наполнением сатуратора впускают в него сатурационный газ очень осторожно, избегая сильного вспенивания. Работа на сатурации сводится к регулированию притока газа с целью получения нормально отгазованного сока до щелочности 0,08%, что производится соответствующей установкой газового вентиля. На непрерывно действующей сатурации для ее обслуживания достаточно двух человек: староста и мальчик.

Преимущества непрерывно действующей сатурации состоят:

- 1) В уменьшении числа котлов—вместо 5 только 2.
- 2) Меньше рабочих рук.
- 3) Уменьшении потери тепла через стенки.

В отношении доброкачественности соков, выхода белого сахара, кормовой патоки указать определенно на преимущества того или другого способа газования вряд ли возможно.

Вторая сатурация. В виду того, что получение определенной предельной щелочности сопряжено с большими практическими трудностями, считают целесообразным вести двойную сатурацию. Работы на второй сатурации ведутся так же, как и на первой, прерывно или непрерывно. При выполнении второй сатурации профильтрованный нагретый сок поступает в котел до определенного уровня, прибавляют 0,5% извести в виде молока и насыщают газом до щелочности 0,02—0,03%, считая в граммах СаО на 100 куб. см сока. Цель второй сатурации сводится к возможно полному разложению растворимого известкового сахарата действием углекислоты, при этом сахар переходит в раствор, а углекальциевая соль выпадает в осадок. Таким образом уменьшается количество несахаров и повышается доброкачественность сока. При разложении же щелочного сахарата сахар переходит в раствор, а также и углекальциевая соль; последняя способна вступать в обменное разложение с растворимыми известковыми солями, осажая углекислый кальций. Повышение доброкачественности сока можно видеть из таблицы 27.

Таблица 27.

	Диффузионный сок	Сок I-й сатурации	Сок II-й сатурации
Вх	18,3	18,1	21,7
Сахар	16,01	16,37	19,87
Доброкачественность .	87,4	90,4	91,61

Котел второй сатурации аналогичен таковому первой сатурации. Уровень стояния сока около 2 м. Общая высота котла 4 м. При работе на второй сатурации рекомендуется держать температуру не ниже 90°, чем имеется в виду достигнуть более полного разложения несхаров свеклы за счет кальцевого и калиевого сахаратов и избежать образования растворимой кислой углекальцевой соли, так как она впоследствии выпадает на выпарке и вызывает загорание поверхности нагрева.

Третья сатурация. За второй сатурацией часто следует третья сатурация углекислотой. Что касается 3-й сатурации углекислотой, то на основании анализов соков сиропов и утфелей, полученных при двойной и тройной сатурациях, расходящихся очень незначительно, можно убедиться о ее бесполезности. Практическое выполнение работ на 3-й сатурации сводится к дальнейшему понижению щелочности сока до 0,01 без прибавления перед газованием извести.

Щелочность. Щелочность сахарных растворов обуславливается наличием оснований, так как сам сахар обладает слабо-кислой реакцией. В заводских соках присутствует KOH , NaOH , $\text{Ca}(\text{OH})_2$, $\text{NH}_4(\text{OH})$. Кроме того, в растворе находятся соли, реагирующие как щелочи — углекислые щелочи, соли сернистой и фосфорной кислот. Так как неизвестно заранее, в каком количестве и какие соединения обуславливают щелочность, принимают одно из них за основание и к нему относят титрометрическую щелочность. За основание принята известь (CaO) и говорят об известковой щелочности, не обращая внимания на другие тела, обуславливающие щелочность. В виду того, что указанные основания и соли реагируют различно с разными индикаторами, определенная титрованием щелочность не является тождественной с действительной щелочностью.

Щелочность обуславливается составом диффузионного сока и влиянием главнейших составных частей сока на щелочность. Разделяют составные части сока на:

- 1) вызывающие щелочь,
- 2) поглощающие щелочь,
- 3) обуславливающие исчезновение щелочности.

К первым принадлежит щавелевая кислота; главное количество щелочей связано именно с щавелевой кислотой; другие кислоты, как, например, винная, лимонная, гликолевая — влияют на щелочность в меньшей степени. С известью эти кислоты дают нерастворимые соединения, и выделяющиеся щелочные металлы обуславливают щелочность сока.

Ко второй группе относятся свободные органические кислоты, дающие с известью растворимые кальциевые соли, затем кислоты, связанные со слабыми основаниями: магнием, железом, алюминием, а также дающие растворимые кальциевые соли — жирные кислоты и аминокислоты, а также инверт и сахара. Действие их состоит в том, что они 1) нейтрализуются известью и переходят в раствор, как кальциевые соли, 2) на второй и третьей сатурации они разлагаются углекислыми щелочами на щелочные соли и углекислую известь, что влечет понижение щелочности.

К третьей группе относятся аммиачные соли. Аммиак и его соли для постоянной щелочности бесполезны, так как аммиак при нагревании улетучивается, а освобождающиеся вещества соединяются с основаниями, при этом, если их недостаточно для поглощения всего имеющегося количества щелочи, то, несмотря на улетучивание при выпаривании аммиака, сироп остается щелочным, если же этих веществ больше, чем щелочи, которую они могут связать, то сока не имеют избыточной щелочности, в виде щелочей, а только аммиачную. В этом случае при выпаривании с удалением аммиака щелочность исчезает.

По высказанным соображениям на сатурациях всегда поддерживают определенную щелочность соков: на первой сатурации обычно 0,10 — 0,08%, на второй же 0,02 — 0,03%. Этим гарантируют себя от кислых сиропов и потерь сахара вследствие инверсии.

Определение щелочности сока. До сих пор при измерении щелочности, а также кислотности соков мы пользовались методом титрования с фенолфталеином в качестве индикатора. В этом случае нормальные растворы серной и фосфорной кислоты требовали одинаковых количеств щелочи для их нейтрализации, и таким образом их кислотность являлась идентичной. Однако их инвертирующая на сахарозу способность очень различна (см. стр. 48), именно: при одинаковых условиях серная кислота инвертирует сахарозы в десять раз больше, чем фосфорная кислота, что обуславливается тем, что серная кислота более диссоциирована на ионы, чем фосфорная, и ее „концентрация водородных ионов“ выше. Концентрация водородных ионов является мерой „силы кислоты“. Для обозначения концентрации водородных ионов раствора пользуются символом „*pH*“. Например, *pH* 1,0 обозначается $\frac{1}{10}$ г водородных ионов в литре, а *pH* 2,0 обозначает $1 : 10 = 10 \times (\frac{1}{10^2})$ г в литре. Следовательно, *pH* 1,0 выражает большую концентрацию водородных ионов, чем *pH* 2,0. При *pH* 7 ($\frac{1}{10^7}$) количество водородных и гидроксильных ионов одинаково, т. е. раствор нейтрален. Дальнейшие цифры указывают повышение щелочности, при чем максимум устанавливается *pH* 14, соответственно едкой щелочи.

Таким образом сильные минеральные кислоты, как соляная и серная, дают в растворах *pH* 1—2, слабые кислоты—сернистая и уксусная—*pH* 2—4. Измерение *pH* может быть произведено двумя методами: электрометрическим и колориметрическим. Первый дает более точные результаты, чем второй, но зато труднее по выполнению, тогда как колориметрический метод прост и уже нашел применение в сахарной промышленности.

Кларк'ом и Лэбс'ом предложены следующие семь индикаторов определенного цвета для определения *pH*.

Таблица 28.

Индикаторы	% концентрации	Изменение цвета	Ряд <i>pH</i>	Приложение
Thymol red	0,04	красно-желтый	1,2— 2,8	—
Brom phenol blue	0,04	желто-синий	3,0— 4,6	Сульфитированный сок Сырой сок, клерс Очищенный сок Дефекованный сок, очищенный сок, клерс, сырой сок
Methyl red	0,02	красно-желтый	4,4— 6,0	
Brom cresol purple	0,04	желто-пурпуровый	5,2— 6,8	
Brom thymol blue	0,04	желто-синий	6,0— 7,6	
Phenol red	0,02	желто-красный	6,8— 8,4	Дефекованный сырой сок после ф-прессов.
Cresol red	0,02	желто-красный	7,2— 8,8	Сок после ф-прессов.
Thymol blue	0,04	желто-синий	8,0— 9,6	" " " "
Лакмус	—	красно-синий	5,0— 8,0	" " " "
Фенолфталеин	—	бесцветно-красный	8,3—10,0	—

R. J. W. Farnell нашел, что особенно хороши в сахарной промышленности индикаторы Кларк'а и Лэбс'а.

Приблизительно половина раствора индикатора прибавляется к 10 куб. см исследуемого раствора. Окрашенные продукты могут быть значительно разбавлены, например, 2 куб. см сока разбавляют до 10 куб. см при употреблении воды ряда *pH* 7 (т. е. нейтральной). Концентрация определяется по сравнению полученной окраски с „картой цветов“ индикаторов, составленной Кларк'ом. При сравнении употребляемых теперь индикаторов видим, что лакмус соответствует *pH* 7, что превышает индикаторы Кларк'а и проигрывает в точности. С другой стороны, ряд фенолфталеина менее, чем лакмуса, но им нельзя установить нейтральность, так как заметная розовая окраска появляется, только начиная с ряда *pH* 8,4—8,5.

2) магнeзии в отсатурированном соке не имеется. Щелочность 0,10%.

В результате этих работ явилась разработка вопроса о „моментальной“ сатурации соков, сиропов и патоk помощью углекислой магнeзии. Сущность процесса сводится к тому, что 3—4% обожженного доломита обливались при перемешивании холодным раствором продукта. Известь большею частью переходит в раствор; этот раствор сливают и дают новую порцию сахарного раствора; в осадке после сливания остается почти чистая магнeзия. Последнюю смешивают с сахарным раствором и насыщают CO_2 до получения кислого углекислого магния, после чего берут прежний раствор с известью и смешивают с раствором углекислого магния так, чтобы щелочность была 0,14% CaO , при чем в осадок выпадает CaCO_3 и Mg(OH)_2 фильтруют и сатурируют. Подобная обработка известью и магнeзией дает увеличение доброкачественности и повышение цветности.

Особенно интересным, совершенно новым методом очистки диффузионного сока, является *взиматический процесс* Н. Schreiber'a, основанный на применении пепсина. Сущность процесса сводится к тому, что диффузионный сок при $t = 52^\circ \text{C}$ в течение 15 мин. обрабатывается пепсином, количество которого чрезвычайно мало и составляет два фунта на 60—75 т. Обработанный пепсином сок нагревается до $75\text{--}80^\circ \text{C}$ и к нему дается 0,5% CaO , после чего сок газуется, фильтруется и далее обрабатывается обычным путем. Увеличение доброкачественности от 3—5 единиц, в среднем 3,76 единиц. Сущность процесса, очевидно, основана на гидролизе пепсином белковых и других органических веществ, которые потом при воздействии извести выпадают в осадок. Действие пепсина обуславливает повышение доброкачественности сока на 1—2 единицы до обработки сока известью. В виду значительного сокращения извести метод, по данному автору, является вполне рентабельным. Однако, применение малого количества извести ставит под сомнение хорошую фильтрацию сока, а если придется увеличить дачу извести, будет ли это экономично. Во всяком случае, вопрос требует дальнейшего изучения, а также получения сведений с завода, где этот способ уже применяется в Америке. Возможности, которые сулит этот метод, широки, новы и крайне интересны и в практическом, и теоретическом отношении.

Эффект сатурации. При дефекации и сатурации стремятся к наиболее полному удалению несахаров из сока. Степень очистки сока определяется „эффектом дефекоcатурации“, под чем понимают выраженное в % отношение удаленного на дефекоcатурации несахара к несахару диффузионного сока. Самым простым методом определения значения „эффекта очистки“ является математический пересчет анализов диффузионного и полученного из него сатурационного соков.

Например, имеем сока состава:

	Диффузионный сок	Сатурационный сок
Вх	17,70	16,70
Сахар	15,63	15,31
Несахар	2,07	1,45
Доброкачественность	88,30	91,60

Перечислив состав сатурационного сока при поляризации диффузионного сока, имеем: Вх — 17,07; сахар — 15,63; несахар — 1,44; доброкачественность — 91,60. Отсюда видим, что несахара удалено на дефекоcатурации $2,07 - 1,44 = 0,637\%$ по весу диффузионного сока, или по весу несахара в нем $\frac{0,63 \cdot 100}{2,07} = 30,44\%$.

Итак, в данном случае удалено около трети несахаров, обычно удаляется только четверть и очень редко половина. Эффект очистки может зависеть от различных факторов, из них главнейшими являются:

- 1) качество свеклы, т.-е. ее культура, зрелость и сахаристость;
- 2) наличие в свекле вредных и безвредных несахаров.

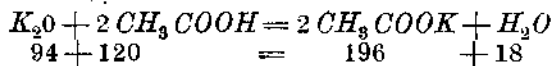
При современных способах очистки — вредный несахар остается в соке, а безвредный удаляется. Отсюда понятно, чем больше безвредного несахара и меньше вредного, тем эффект очистки больше.

3) От правильности выполнения сатурации, так как недогазованный сок содержит значительное количество растворенного, неразложившего моносахарата кальция, который увеличивает брикс и уменьшает доброкачественность сока.

4) Правильное ведение диффузии — температура, время и степень выщелачивания.

В практическом отношении интересным является вопрос, чему равен достижимый максимум эффекта очистки соков. Для того, чтобы ответить на этот вопрос, рассуждаем так.

Пусть содержание несахара в диффузионном соке = N , количество воды согласно литературным данным прием равным $0,2 N$. Содержание в воде щелочных металлов в среднем составляет $\approx 50\%$. Следовательно, их содержится в воде сока $0,1 N$. Допустим, что, кроме щелочных, прочие металлы, а также металлоиды (P и S) могут быть при очистке сполна удалены, точно так же и органические вещества, не связанные со щелочами. Для связывания щелочей в количестве $0,1 N$ потребуется кислоты — в эквивалентах уксусной — согласно уравнения:



$\approx 0,13 N$, а в растворе получится несахаров в виде уксусно-кислого калия $\approx 0,21 N$. Следовательно, максимум эффекта очистки будет

$$E = \frac{N - 0,21 N}{N} = 0,79 N \text{ или } 79\%.$$

Практически в заводской обстановке эффект очистки без диффузии достигает 50% , что составляет $\approx 60\%$ от теоретического. Конечно, коэффициент очистки равный $0,60$ невелик, почему техническая мысль непрерывно работает над его повышением, однако, в этом же лежат и трудности дальнейшей очистки сока. Так как, если бы этот коэффициент максимум лежал бы в пределах от $75-80\%$ от теоретического, то в практических условиях работы этот эффект был бы равен $59-83\%$, следовательно, увеличение произошло бы всего в среднем на 12% , увеличение эффекта сравнительно небольшое, но в силу трудности очистки, требующее значительных затрат, что не всегда может себя оправдать по сравнению с теми выгодами, какие могут получиться. Конечно, эффект очистки может быть значительно повышен, если бы удалить щелочные металлы путем, например, электролиза с диафрагмами. Однако, применение электрического сока для очистки соков в экономическом отношении себя не оправдывает, а потому и неприменимо. Следовательно, все наше внимание должно быть направлено, главным образом, на удаление органического несахара из соков. Может быть новые искания в области использования взвешиваемых процессов для очистки соков откроют нам новые возможности увеличения коэффициента полезного действия станции очистки (метод Schreiber'a). Возможно, что в этом вопросе с успехом будут использованы явления и абсорбции, и применение цеолитов, поглощающих органические вещества из сахарных растворов, найдет себе широкое применение в сахпромышленности, увеличив степень очистки соков. Исследования в этих направлениях ведутся и нужно надеяться, что, несмотря на большие трудности, новые искания дадут нам удовлетворительный результат.

Потери. Для выяснения вопроса о потерях на сатурации различными учеными были произведены исследования в двух направлениях: 1) существует ли потеря сахара или 2) потеря поляризации.

В настоящее время можно считать установленным, что в зависимости от условий роста, почвы, удобрения, погоды, степени сахаристости в свекле могут накапливаться оптически деятельные несахара. В условиях анализа правовращающие несахара дают повышенные поляризации. В случае их разрушения и удаления в ходе производства будет обнаружена недостача сахара — «неопределенные потери» сахара в заводе. Различными исследователями были произведены опыты в этом направлении. Данные опытов подтвердили вышеизложенное и дают возможность заключить, что в условиях дефекации и сатурации потери сахара нет, а есть убыль поляризации, обуславливаемая изменением вращательной способности оптически деятельных несахаров, содержащихся в свекле и перешедших в диффузионный сок.

Расчет сатурационных котлов. При расчете котлов периодической сатурации исходят из того, что полезная емкость котла равна отбору сока с 3—6 диффузоров. Время полной сатурации считается: набор, газование и спуск, можно принять:

для I сатурации	время	полной сатурации	30 мин.,	газования	около	12 мин.
" II	"	"	"	"	20 "	" " 10 "
" III	"	"	"	"	15 "	" " 5 "

Размеры котла определяются из условия, что высота сока = около 2—2,5 м. При непрерывной сатурации полная емкость котлов 1-й сатурации принимается = 3—4% от объема всего суточного количества диффузионного сока, а для котлов 2-й сатурации = 0,5%.

Расход тепла. На сатурации происходят следующие тепловые процессы.

1. Потери тепла:

- а) вследствие лучеиспускания и сопряжения с воздухом,
- б) вследствие нагрева сатурационного газа при его прохождении через горячий сатурационный сок,
- в) вследствие испарения воды, уходящей вместе с газом.

2. Прибыль тепла:

- а) выделение тепла при разложении моносахарата кальция.

В общем расход тепла на сатурации превышает приход такого на 900 калорий, что составляет около 1,5 кг пара. Потеря тепла влечет за собой понижение температуры на сатурации на 8°.

$$\frac{900}{0,9 \cdot 125} = 8^{\circ},$$

если предположить, что на 100 кг свеклы получается сатурационного сока 125%, а его теплоемкость — 0,9. Во избежание падения температуры в сатураторе иногда помещают змеевики для нагрева сока.

Нагрев сока. Вследствие того, что при отсутствии нагрева в котлах сатурации процесс происходит всегда с потерей тепла, сок охлаждается, в зависимости от нормальности условий работы на 5—10° С. По существующему мнению, для успешной фильтрации сок должен быть нагрет до температуры почти 100° С. Это мнение подтверждается так же давними опыта. Так, при

45°	скорость	фильтрации	— 73 сек.
85°	"	"	— 37 "

Значение нагревания сказывается в том, что при повышенной температуры реакция экзотермического порядка проходит, вообще говоря, полнее; кроме того, самый осадок из аморфного превращается в кристаллический, чем облегчаются

условия фильтрации. Так, например, трудно растворимая парацеттиновая кислота выделенная на холоде, трудно фильтруется, а при нагреве — легко. Некоторые коллоиды-белки претерпевают значительные изменения, что не может не отразиться на фильтрации соков. При непродолжительном нагревании отпадает опасность разложения сахарозы. При этом, в щелочных растворах, сахар вообще более стоек, чем в нейтральных

В отношении потери сахара при нагреве, вследствие образования трудно растворимого трисахарата кальция, остающегося в осадке, профессор Зуев высказывается отрицательно. Опыты Херцфельд'а подтверждают это. В сильно концентрированных сахарозистых растворах выделение трисахарата может быть и при температурах в 80° С, но при слабой щелочности, при нормально отгазованных соках трисахарат не выпадает и при температуре около 100° С. Возможные иногда потери в ф.-прессной грязи проф. Зуев объясняет наличием углекислого сахара, являющегося в результате ненормальной работы на сатурации.

Для нагрева сатурационного сока применяют почти исключительно быстро-течные решофферы. Для определения их поверхности нагрева пользуются ранее приведенными формулами, при чем коэффициент теплопередачи принимается равным 15—20 калориям. Нагрев сока производится с 75° до 95° С.

Расход пара определяется так же на основании вышеприведенных формул.

Расчет.

1. Нагрев сока I сатурации перед I ф.-прессами. $\frac{2260}{20 \times 19,5}$

Сока получается $\cong 120\%$ по весу свеклы. Его теплоемкость 0,9. На I сатурации в котлах сок охлаждается с 85° С до 75° С. Следовательно, необходимо его нагреть с 75° С до 95°, всего на 20° С. Расход тепла:

$$Q = P \times c \times (t - t_1) = 120 \times 0,9 (95 - 75) = 2160 \text{ калорий.}$$

$$\frac{5\%}{\text{на потери через охлаждение}} = \frac{100}{\text{„}} = \frac{216}{2160}$$

Всего . . . 2260 калорий.

Расход пара $D = \frac{Q}{\lambda - r}$ для пара первого корпуса, имеющего $T = 106$ выразится в 4,2%.

Необходимая поверхность нагрева $F = \frac{2260}{20 \times 19,5} = 5,8 \text{ кв. м.}$, что на 1000 т/сутки переработки дает около 40 кв. м.

2. Нагрев сока II сатурации перед II ф.-прессами.

После фильтрации сока 1-й сатурации и газования в котлах 2-й сатурации сок охлаждается до 90—80° С. Нагреть требуется с 85 до 95° С всего на 10° С. При нагреве парами I корпуса с $T = 106^\circ \text{С}$:

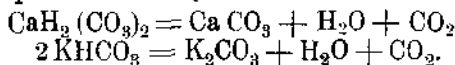
$$Q = 120 \times 0,9 (95 - 85) = 1080 \text{ калорий}$$

$$\frac{5\%}{\text{на потери}} = \frac{50}{\text{„}} = \frac{1130}{1080}$$

1130 калорий.

Расход пара $D \cong 2\%$. Поверхность нагрева $F = \frac{1130}{20 \times 15,5} = 3,7 \text{ кв. м.}$, что на 1000 т переработки составляет $\cong 26$ кв. м.

По выполнении второй сатурации отфильтрованные на прессах и механических фильтрах сока подвергаются кипячению в кипятильнике. Кипячение имеет целью разложение бикарбонатов в карбонаты:



Углекальциевые соли вступают в обменное разложение с растворимыми кальциевыми солями различных кислот, производят осаждение кальция в виде карбоната и дают растворимые калиевые соли кислот. При энергичном кипячении

происходит разложение амидосоединений с выделением аммиака, так как иначе аммиак выделяется на выпарке и разрушает трубки. Кроме того, кипячение сока гарантирует получение щелочного сиропа, так как в случае падения щелочности в кипятильнике достаточно повысить щелочность второй сатурации. После ф.-прессов, механических фильтров и сульфитации сок охлаждается до 90°. Перед поступлением на кипятильник его нагревают паром I корпуса до 100° С, как в предыдущем случае. Расход пара будет таков же, т. е. 2,00%. Далее сок поступает в кипятильник; если принять, что здесь выпаривается 3% воды по весу свеклы, то расход пара из „0“ корпуса составит около 3%.

Отфильтрованный на механических фильтрах прокипяченный сок проходит через решеферы где подогревается парами первого корпуса выпарки. В этом случае нагрев соли производится от 95° С до 105° С и 115° С смотря по тому, какая температура сока держится в I корпусе (иногда называемом нулевым) 115 или 125° С. Расход пара в этом случае колеблется от 2 до 4%.

Всего расходуется пара на обогрев соков после диффузии:

1) первые решеферы	5,5
2) вторые „	4,4
3) сок I сатурации	4,2
4) „ II „	2,0
5) кипятильник	2 + 3 = 5,0
6) перед выпаркой	2 ≅ 4
Итого	23—25%

VI. Фильтрация соков.

Образующийся при обработке диффузионного сока осадок надлежало бы отделить немедленно после дефекации, дабы на сатурациях выпавшие в осадок некоторые известковые соединения не перешли бы обратно в раствор. Однако, при существующих способах фильтрации подобная операция крайне затруднительна, сока плохо фильтруются, что обуславливается свойствами дефекационной грязи. Для хорошей фильтрации сока грязь должна быть кристаллического строения, что достигается на сатурации, вследствие значительного количества кристаллического $CaCO_3$, получаемого при осаждении углекислотой избытка извести в соке. Для отделения сатурационного сока от грязи применяются, главным образом, рамные ф.-прессы, камерные же вследствие неудобства заготовки для них салфеток и связанной с их надеванием потерей времени мало употребительны.

Рамные фильтры.

Из различных систем наиболее употребительны ф.-прессы Кроога и Абрагама. Ф.-пресс Кроога (рис. 52) состоит из равного числа рам и плит, чередующихся между собой. Рамы квадратного сечения отлиты из чугуна. Справа вверху и слева внизу имеют по приливу. В середине каждого прилива имеется по круглому отверстию, а в нижнем приливе имеется, кроме того, щель, соединяющая круглое отверстие с внутренней полостью рамы; по бокам рамы имеются две чугунные ручки. Плиты квадратные, литые из чугуна. Поверхность с обеих сторон делается рифленой. Справа вверху и слева внизу сделаны приливы; в приливах делается по одному круглому отверстию. В правом приливе вверху, кроме того, имеется щелеобразное отверстие, соединяющее круглое отверстие с внутренней полостью плиты. Эти щели делаются не в каждой плите, а через одну. В правом же углу внизу имеется в каждой плите отверстие, выходящее наружу и закрываемое краном; по бокам плит имеются две ручки.

Рамы и плиты опираются ручками на круглые железные балки, проходящие через две чугунные стойки. На каждую плиту надевают две салфетки из холста. На приливы плиты надевают по два рукавчика с отверстиями. Рамы и плиты

плотно прижимаются винтом к задней чугунной стойке, имеющей вид плиты; при этом круглые отверстия приливов образуют два сплошных канала сверху и внизу. К задней стойке примыкают два вентиля трубами к верхнему и нижнему приливам. Из них нижняя труба служит для подведения сока, верхняя — для воды. Иногда к этой трубе примыкает и паровая коммуникация для пуска пара на ф.-пресс. Ф.-пресс при помощи станин устанавливается на колоннах. Под краном расположен желоб с двумя отверстиями, закрывающимися пробками. Под ф.-прессом, во всю длину и ширину его, помещается суживающийся книзу деревянный или железный ящик, закрывающийся сверху съемными железными листами.

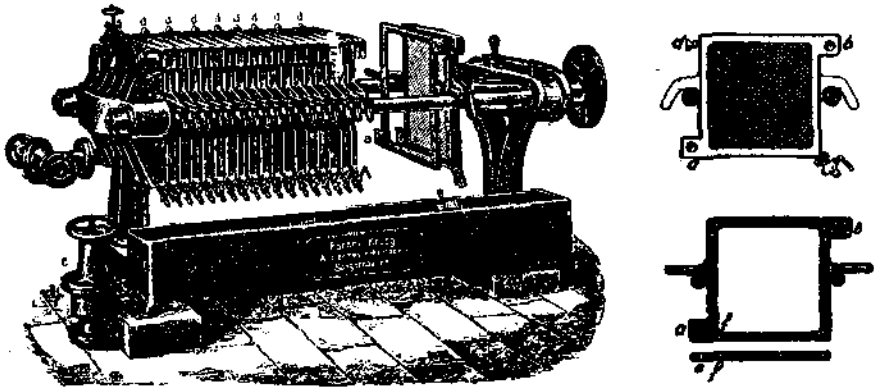


Рис. 52. Внешний вид ф.-пресса Кроога.

Сатурационный сок забирается насосом и подается по трубе в нижних приливах в ф.-пресс; здесь через щелеобразное отверстие с осадком сок проходит в рамы, наполняет их и силою давления проходит сквозь салфетки и по желобам плиты стекает вниз. Затем через щели в нижних углах плит выходит наружу через краны и стекает в желоб, оттуда по трубе идет на механические фильтры или котлы второй сатурации. Осадок собирается внутри рам и заполняет их. Сок подается до полного заполнения рам грязью, что узнается по слабому вытеканию сока и увеличивающемуся давлению на насосе. Осадок или ф.-прессная грязь содержит в себе различные соединения несахаров и мед, получаемый вследствие осаждения избытка извести углекислотой, и, наконец, сок. Твердый осадок в грязи составляет около 40%, а сок около 60%. Так как в грязи заключается большое количество сахара, около 10%, то его стараются извлечь путем промывания лепешек грязи, пока содержание сахара в них не понизится до 1% по весу грязи.

Для промывки ф.-прессной грязи закрывают соковой вентиль, закрывают краны через один, т.-е. у тех досок, которые имеют сверху щели, соединяющие круглые отверстия с полостью плит, и открывают вентиль водной трубы. Вода входит в канал в верхней части пресса, через щели в приливах поступает в пространство между плитами и салфетками, и так как краны у плит закрыты, вода под давлением проходит сквозь лепешки грязи, вытесняет сок, по желобкам плит стекает вниз и через краны попадает в желоб, закрытый пробкой. Промывание ведется пока вода не станет малосладкая, что определяется обычно ареометром Ве. Когда промывание закончено, закрывают водную трубу, открывают краны у всех досок, дают стечь промой, открывают отверстие в желобе и спускают промой.

Отвернув винт, сжимающий рамы и доски, начинают разгружать пресс от грязи, отодвигая рамы с легким наклонном, при чем грязь падает в расположенный внизу ящик, откуда шнеком подается в вагонетки или в мешалки, где размешивается с диффузионной водой и насосом качается на поля орошения.

Время работы прессов, считая промывку и разгрузку:

для первой сатурации — 120 мин.

„ второй „ — 240 „

Промывка производится аммиачной горячей водой и длится 20—30 мин. Промоев получается 100—150% по весу грязи или 10—15% по весу свеклы. Из них $\frac{2}{3}$ идет в сок и $\frac{1}{3}$ на приготовление известкового молока. На пропаривание расходуется около 0,25% пара по весу свеклы. Необходимая при ф.-прессах арматура состоит: соковой, промывной и паровой вентили, воздушный кран, краны, спускной желоб, вентили и клапаны для спуска сока и промоев. Для удаления ф.-прессной грязи употребляются шнеки, вагонетки и центробежные насосы. Грязевый шнек имеет размеры: диаметр 300—400 мм; число оборотов 15—20 в мин., емкость вагончиков около 1—1 $\frac{1}{2}$ куб. м. Смена салфеток в ф.-прессах производится при нормальной работе через каждые 2—3 недели. Расход холста колеблется от 12—20 аршин на 1000 берк.

Ф.-прессы Абрагама отличаются, главным образом, тем, что промывная вода идет по тем ходам, как и сок, поэтому в этих прессах отсутствуют щели в верхних приливах и краны, вместо которых делаются чугунные носки.

Производительность пресса зависит:

- 1) от расхода извести на дефекацию,
- 2) „ числа рам и плит (досок),
- 3) „ размеров рам и плит.

Ф.-прессы бывают двух размеров:

- 1) 36 рам по 500 × 500 мм или 600 × 600 мм,
- 2) 42 рамы по 800 × 800 мм или 1000 × 1000 мм.

Толщина лепешки грязи 25—30 мм, иногда 40—50 мм. Фильтрующая поверхность в первом случае 20—25 кв. м, во втором—48—70 кв. м.

Расчет. Число необходимых ф.-прессов для каждой сатурации определяется на основании следующих данных:

1. Для первой сатурации:

грязи получается до 10%,
время набора — 2 часа,
вес 1 куб. м грязи — 1200 кг.

Для 1000 т суточной переработки свеклы имеется при 2,5% CaO грязи 10% по весу свеклы, т.е. 100 т.

Ставим ф.-прессы по 42 рамы, размер: 1000 × 1000 мм при толщине рамы 30 мм, тогда объем грязи в одной раме будет:

$$1,0 \times 1,0 \times 0,03 = 0,03 \text{ куб. м,}$$

так как вес 1 куб. м грязи = 1200 кг, то вес одной лепешки, будет:

$$1200 \times 0,03 = 36 \text{ кг,}$$

а вес грязи во всем ф.-прессе составит:

$$36 \times 42 = \text{около } 1510 \text{ кг} = 1,51 \text{ т.}$$

При количестве 100 т грязи в 1 час проходит:

$$\frac{100}{24} = 4,1 \text{ т.}$$

При продолжительности набора в 2 часа грязи проходит: $4,1 \times 2 = 8,2 \text{ т}$; так как емкость одного ф.-пресса около 1,51 т, то потребуется $8,2 : 1,51 = 6$ ф.-прессов.

2. Для второй сатурации, при 0,5% CaO грязи будет: $0,5 \times 4 = 2\%$, т.е. 20 т в сутки, отсюда число ф.-прессов при 4-х часовом наборе, что составляет

$$\frac{20}{24} \times 4 = 3,2 \text{ т грязи}$$

= $3,2 : 1,51 = \text{около } 2$ и один запасной. Таким образом, всего ф.-прессов необходимо: $6 + 2 + 1 = 9$ ф.-прессов.

Камерные фильтр-прессы. Описанные рамные ф.-прессы вытеснили ф.-прессы камерные, которые, однако, на заводах еще встречаются. Камерные ф.-прессы состоят из плит, покоящихся, как и в рамных, при помощи ручек на балках, сжимаемых винтом. На плитах по обоим сторонам находятся складчатые или дырчатые листы. Плиты и листы имеют в центре круглое отверстие. Каждая плита покрывается салфеткой и снабжена внизу краном. Сок поступает по центральному отверстию, распространяется по всей камере, образуемой двумя смежными плитами, проходит сквозь салфетку и краном выводится наружу. В камерах понемногу собирается грязь. Вода для промывки поступает по каналам в верхнем углу, проходит все плиты, распространяясь в нечетных плитах, краны которых закрыты, и выходит через четные краны.

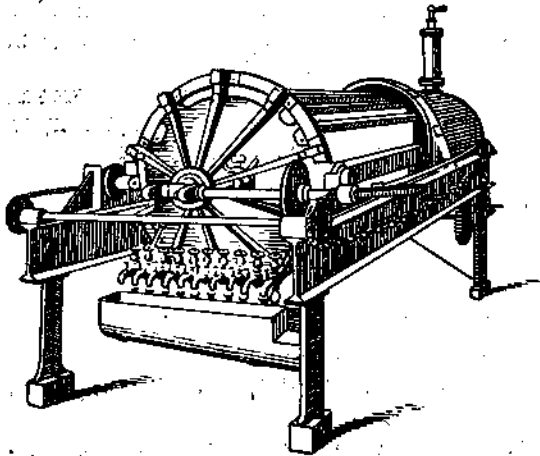


Рис. 53. Фильтр Келли.

Фильтры Келли (рис. 53). В Америке на некоторых заводах обычные ф.-прессы заменены фильтрами Келли, как требующими меньше рабочих рук. Фильтр Келли состоит из железного цилиндра длиной в 3 м и диаметром в 1 м, наклоненного под углом в 9° к горизонтальной оси. В этом цилиндре находятся фильтрующие мешки, расположенные по его длине, с общей фильтрующей поверхностью в 39 кв. м. Эти 10 мешков внутри имеют металлический лист и прикрепляются своей верхней частью к металлической арматуре, которая с дверкой фильтра составляет остов и имеет выходную трубу для фильтрованного сока. Дверки, мешки и

арматура составляют одно целое, передвигающееся на тележке по рельсам и снабженное противовесом. Когда фильтр закрыт, сок поступает в цилиндр между мешками и фильтруется от внешней стороны к внутренней.

Во время фильтрации содержимое цилиндра поддерживается в движении центробежным насосом. Грязь отлагается на каждой стороне мешка, так что два последние мешка не касаются друг друга. Проходные воды поступают в том же направлении, как и сатурационный сок. На каждый килограмм грязи расходуется 1 литр воды. В грязи сахара остается менее 1%. По окончании и промывки открывают дверку фильтра и выдвигают мешки. Струей воды сверху грязь сбрасывают вниз. Фильтр Келли достаточен для переработки 150—200 т свеклы в сутки, т.е. 1000—1300 берк.

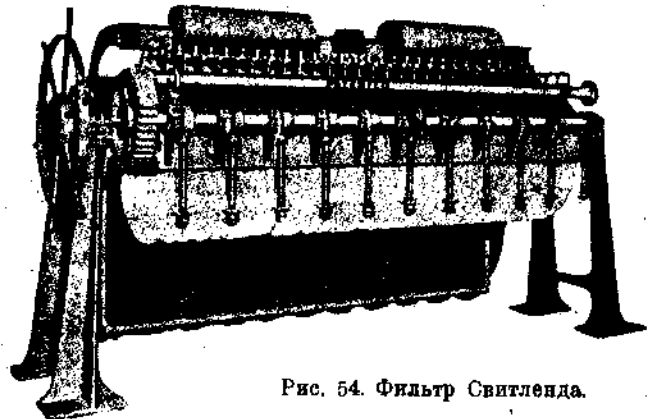


Рис. 54. Фильтр Свитленда.

Фильтр Свитленда. На том же принципе, что и фильтр Келли, устроен фильтр Свитленда. Устройство его сводится к следующему (рис. 54). Внутри цилиндра, состоящего из двух половинок, раздвигающихся для выбрасывания осадка, подвешен ряд круглых рамок, покрытых тканью для фильтрации. Рамы

соединены со сборной трубой, снабжены краном и стеклянными трубками для того, чтобы видеть чистоту фильтрующейся жидкости. Поступающая под давлением жидкость покрывает равномерным осадком каждую раму. Фильтрация ведется, пока осадок не будет подходящей толщины. Набранный фильтр, прекращают впуск сока и пускают воду. По окончании промывки в камеры пропускают сжатый воздух, вследствие чего сбрасывается грязь на конвейер, а поры прочищаются.

Фильтр Валле. В последнее время в сахарной промышленности нашел применение фильтр Валле действующий под давлением. Устройство его следующее.

Внутри герметического барабана (рис. 55) на горизонтальной полосе оси насажены вращающиеся диски, соединенные через ось с вакуум-насосом. Жидкость поступает в барабан под давлением 2,5 атм. Когда образуется осадок в 3 см, промывают его водой, а осадок смывается на дно барабана струей воды, откуда и удаляется. Каждый цикл работ берет около 40 минут. ☞



Рис. 55. Фильтр Валле.

Фильтр Оливера и отстойник Дорр-Фикенера. Фильтр-прессная станция на сахарных заводах до сих пор является одной из самых трудных и неудовлетворительных установок. Понятно поэтому, почему целые поколения техников работали над вопросом замены ф.-прессов более совершенными и удобными в работе приборами. Но только в последнее время этот вопрос, по видимому, нашел свое разрешение, и опыты американцев в этом направлении с несомненностью указывают на возможность значительных улучшений в области фильтрации соков. Сущность новых методов работы сводится к замене фильтров, ныне существующих систем, фильтрами Оливера в комбинации с отстойником-сгустителем Дорр-Фикенера.

При новой установке работа на I сатурации ведется при повышенной температуре, т.е. около 95° С, что способствует образованию грязи в более вернистой, легко осаждающейся, массе. Для избежания охлаждения сока в период сатурации его температуру поддерживают помощью нагрева змеевиков в котлах или же инжектированием пара в самый газ. Таким образом, температура сока при отставании или в конце пуска газа такая же, как и в начале газования. Внешность и щелочность сока от этого не меняется, но пены при высокой температуре получается меньше. Уменьшения доброкачественности в этих условиях никогда не наблюдалось, но обычно слабое ее увеличение, а иногда и необыкновенно высокое.

Инжектируемый пар не изменяет плотности сока, так как приход компенсируется расходом выпариваемой воды при этих температурах. Высокая температура на сатурации не только увеличивает производительность Фикенера, но дает более светлый, мало пенящийся сок, вернистого строения осадок, легко фильтрующийся и промывающийся, наконец, высокая температура предупреждает развитие микроорганизмов. Отсатурированный сок насосом забирается с I сатурации и качается в сборник, откуда самотеком идет на Фикенер. Последний представляет собой котел (рис. 56): около дна находится перегородка, делящая отстойник на две или более частей. Из верхней части каждого отделения чересной трубой чистый сок отводится и поступает в котлы II сатурации, а мутный сок с осадком, в количестве около 35% от всего количества сока, насосом качается на фильтр Оливера.

Отсюда понятно назначение Дорр-Фикенера—отделение осадка от сока, полученного после I сатурации в такой степени, чтобы сок мог быть направлен

непосредственно на II сатурацию, без фильтрации. Другая часть сока в виде густой мутной массы идет на фильтр Оливера. Сгущение мутного сока в отстойниках достигает 10°B ., так, например, если сок при поступлении в отстойник имел $\text{Vx}—14,6$ то по выходе из него— $24,6^{\circ} \text{Vx}$, в горячем состоянии.

Фильтр Оливера представляет собой барабан, обтянутый фильтрующей тканью. Барабан наполовину погружен в полуцилиндрическое корыто (рис. 57). Для пуска фильтра в ход наполняют корыто до нормального уровня соком, дают разрежение в $26—29^{\circ}$. Когда минуты через 3—4 вследствие всасывания на поверхности барабана отложится значительный слой грязи, тогда включают барабан и пускают его в ход. Во время вращения на поверхности барабана образуется ровный, непрерывный слой осадка. Благодаря специаль-

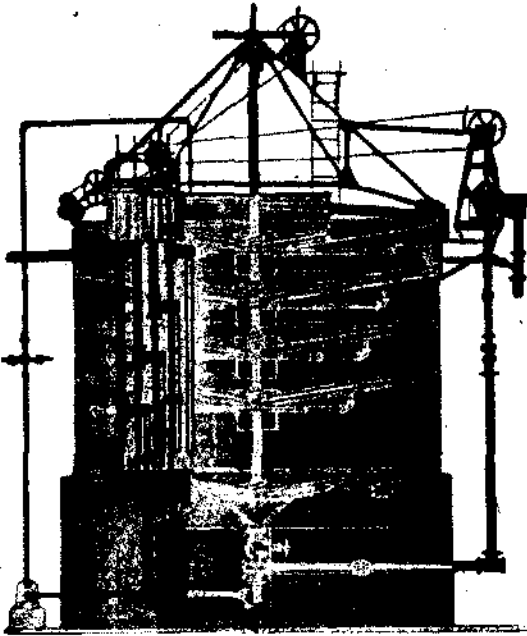


Рис. 56. Отстойник-сгуститель Фикенер.

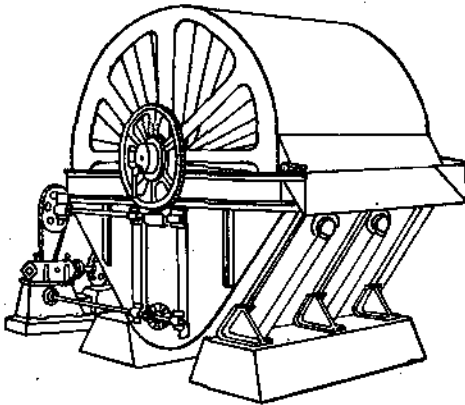


Рис. 57. Фильтр Оливера.

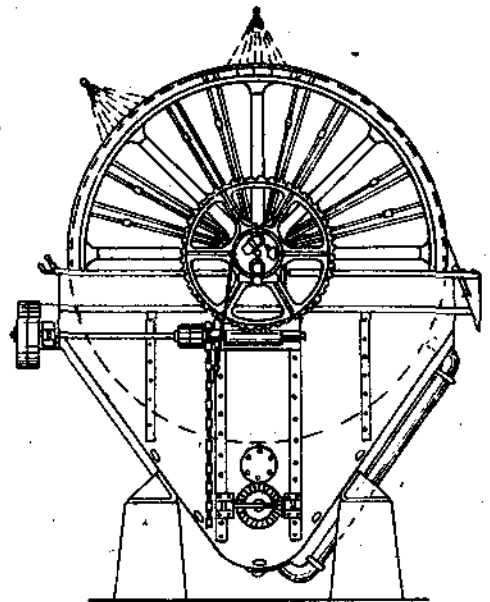


Рис. 58. Фильтр Оливера.

ной системе распределения возможно устанавливать различную степень разрежения по секторам (рис. 58).

На одной трети пути перед пуском на барабан воды разрежение понижают до 13, чтобы, с одной стороны, закончить отсасывание остаточного фильтра, с другой, чтобы в осадке не образовались трещины, неизбежные при сильном разрежении. Под конец движения через фильтр просасывается воздух и помощью скребка осадок снимается и поступает в желоб сбоку, и оттуда в малаксеры на 1-ю сатурацию. Скорость вращения фильтров—один оборот в 5 минут, вследствие чего осадок может быть получен в 15 мм толщиною.

По данным опытов, работа фильтров была превосходна, автоматична, экономна, не требует значительного надзора и рабочего персонала. Надо полагать, что фильтры Оливера войдут в практику сахароварения, как они уже привились в иных производствах, как промывка золотосодержащих и серебряных песков, при отделении дрожжей, солода, крахмала, глюкозы и сахаратов.

Причины плохой фильтрации. Из причин плохой фильтрации вообще необходимо отметить:

- 1) большую щелочность сока, т.е. когда сок получается недогазованным,
- 2) недостаточность нагрева сока при сатурации,
- 3) известки при дефекации,
- 4) плохое качество свеклы: мерзлая, подвергшаяся разложению,
- 5) редкую смену салфеток,
- 6) недостаточное давление насоса.

Сепараторы. Необходимо еще отметить попытки применения для непрерывной фильтрации соков центрифуг так называемых сепараторов. Из них самым простым является сепаратор со сплошными стенками, когда суспензия отлагается на них, а жидкость отводится при поднятии вверх. Но этот процесс периодичен (рис. 59). Поэтому в последнее время появились сепараторы полу-

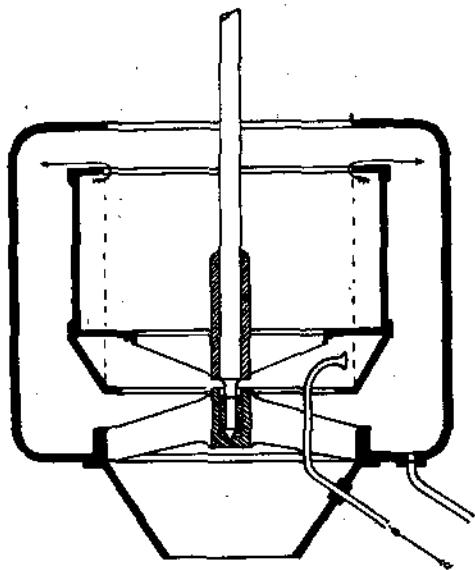


Рис. 59. Сепаратор.

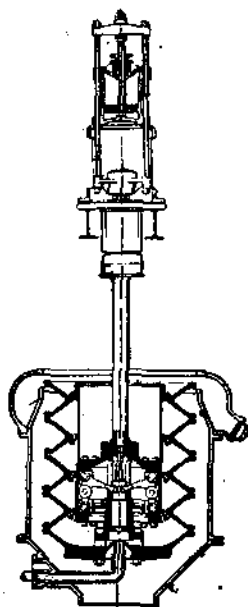


Рис. 60. Сепаратор.

непрерывного действия (рис. 60). Особенностью этих сепараторов являются раздвигающиеся стенки барабана. Сок непрерывно поступает в подвешенный барабан сепаратора, находящийся в непрерывном вращении. Твердый осадок отлагается в острых углах стенок барабана. Когда накопится достаточно осадка, автоматически на ходу происходит раздвижение щелей и выбрасывание осадка после чего стенки опять смыкаются.

В практику широко эти сепараторы еще не вошли, и вопрос о непрерывной фильтрации соков еще своего окончательного решения не получил.

Мойка салфеток. Грязные салфетки, снятые с досок ф.-прессов, моются в горячей воде. Моечные аппараты, употребляемые для этой цели, представляют собой дырчатый барабан, вращающийся на полом валу с отверстиями. Барабан насажен на вал с небольшим наклоном. Вращающийся барабан заключен в сплошной барабан. Салфетки загружаются в дырчатый барабан. Вода поступает по

трубе — по дому валу и распределяется через отверстия на салфетки. Вращающийся наклонный барабан сильно встряхивает салфетки. Уходящая вода стекает через отверстия в неподвижный барабан, откуда и отводится наружу.

Для мытья употребляется обычно аммиачная вода, а иногда конденсационная с добавкой соляной кислоты для растворения углекислого кальция (CaCO_3), заполняющего поры салфеток, однако, этот способ мало применим в виду разрушительного действия кислоты.

Состав ф.-прессной грязи. Ф.-прессная грязь содержит все осажденные и механически унесенные составные части сока. Кроме того, грязь заключает сока около 60% по весу. Сок из грязи выделяется — высолаживается в возможно концентрированном виде. При высолаживании доброкачественность сока постепенно падает, примерно, с 85,0 до 45,0. По Херцфельду последние промывы дают еще хорошо кристаллизующийся утфель. При обработке промывы известью и дальнейшей сатурацией происходит увеличение доброкачественности, поэтому поступление промывы на I сатурацию имеет свое основание. Последняя порция промывы идет на гашение извести. Хотя при гашении извести выделяется значительное количество тепла, однако, разложения сахара не наблюдается.

Таблица № 30 дает химический анализ сатурационной грязи по данным опытной станции центрального союза сахарной промышленности.

Таблица № 30.

Вещества	Г р я з ь		
	I-й сатурации	II-й сатурации	III-й сатурации
Гигроскопическая вода	47,85	46,85	47,93
Связанная вода	1,44	0,85	1,40
Нерастворимые и кремнекислые	0,23	0,19	0,40
Окись железа и глинозема	3,48	2,37	4,72
Углекислый кальций	31,66	35,86	33,51
Сернокислый кальций	0,95	0,81	0,24
Фосфорнокислый кальций	1,15	0,97	0,73
Известь, связанная с органическими кислотами	следы	следы	0,22
Известь, связанная с сахаром	0,57	0,17	0,47
Углекислый магний	1,80	1,28	0,40
Щелочи	1,35	1,47	1,20
Сахар	2,90	1,20	1,90
Органический несакхар	6,62	7,98	6,90

Ф.-прессная грязь, как содержащая вещества полезные для растений, может быть употреблена в качестве удобрения, особенно на почвах болотистых, кислых, с кислотным характером, так как известь, содержащаяся в грязи, способствует нейтрализации их.

Механические фильтры.

После ф.-прессов сок всегда содержит во взвешенном состоянии нерастворимые частицы. Во избежание загорания выпарных аппаратов сока должны быть освобождены от этой мути. Для указанной цели служат механические фильтры, явившиеся на смену костяным фильтрам. Конструкции механических фильтров весьма разнообразны, но принцип их действия везде один и тот же. Обыкновенно механический фильтр (рис. 61) состоит из прямоугольного ящика с одним или двумя скатами. Внутри ящика подвешены рамы из оцинкованного железа или плетеной веревочной ткани. На эти рамы натягивают мешки из холста. Сок

поступает в ящик под давлением 1—2 м водяного столба, проходит холст снаружки внутрь, по стенкам рамы проходит в открытые отверстия трубы, соединенной вверху с рамой и через каналы их вытекает в желоб. В случаях, когда сок проходит через фильтры под давлением или разрежением, таковые устраиваются герметически закрывающимися.

Обычные размеры рам $0,7 \times 0,7$ м; фильтры строятся на 25—40 кв. м фильтрующей поверхности. Производительность фильтров составляет 28—36 кв. м фильтрующей поверхности на 1000 берк. Продолжительность действия фильтров зависит от правильности работы на ф-прессах. Так, для I сатурации меняют по одному фильтру в смену, для II сатурации по одному через 3—4 смены.

Механические фильтры применяются как для фильтрации соков I и II сатурации, так и для сиропов. Фильтры должны быть снабжены арматурой: спускным и наборным вентилями, вентилем для грязи и высасывающей трубой грязевого насоса.

Довушка. Для устранения попадания в насос вместе с сатурационной грязью твердых частиц, вследствие чего возможна порча клапанов, на всасывающей трубе устанавливается ловушка, подобно ловушке для мезги, но только меньших размеров. На случай чистки ловушки должна быть обходная коммуникация.

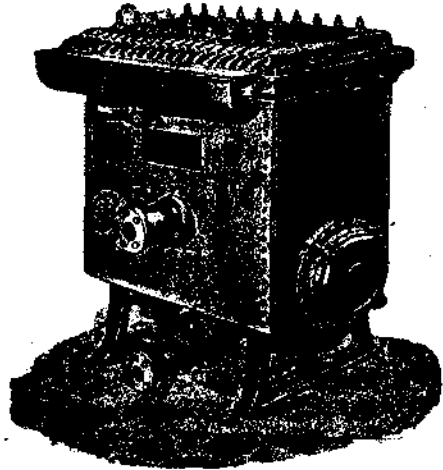


Рис. 61. Фильтр Филиппа.

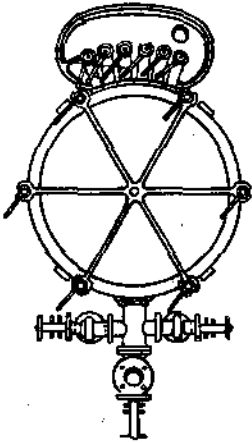


Рис. 62. Фильтр Перрена.

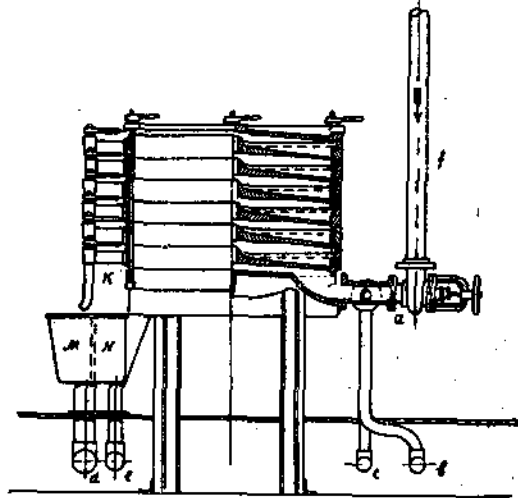


Рис. 63. Фильтр Перрена.

Песочные фильтры применяются, главным образом, для фильтрования сиропов. Песок является хорошим фильтрующим материалом, но, однако, он должен быть часто сменяем и возобновляем, так как в противном случае, он может быть местом распространения ферментов, легко осваивающихся с высокой температурой. Поэтому при песочных фильтрах всегда имеет место специальная установка для промывки песка. Главные условия для успешной фильтрации через песок заключаются:

- 1) в равномерности зерен (около 0,6—0,8 мм),
- 2) давление должно быть невелико (0,5—1 м),

- 3) скорость фильтрата должна быть незначительной (для сиропа 0,6 м/сек)
- 4) толщина фильтрующего слоя не выше 30 см,
- 5) фильтр должен быть удобен для полного высоложиваяния.

Размеры песочных фильтров определяются по величине фильтрующей поверхности, занимаемой песком на закраинах, ребрах, тарелках или ситах различного типа. Считают на 1000 берк. 10 кв. м фильтрующей поверхности. Из различных систем употребительны — А брагама, машиностроительного завода Гревенбройх, Тихомирова. К числу механических фильтров необходимо отнести фильтры Перрена (рис. 62 и 63), в которых фильтрующим материалом является целлюлоза. Сущность устройства фильтра Перрена составляют ряды тарелок с решетчатым дном со слоем целлюлозы. Подлежащая фильтрации жидкость направляется по трубе *f*, через вентиль *a* поступает в фильтр, откуда пройдя слой целлюлозы через штуцер *k* поступает в приемник *M*, из которого отводится далее штуцером *d*. Для промывки служит приемник *N* с отводным штуцером *e*. Промывка же ведется через штуцер *c*. Штуцер *b* служит для спуска сока и промой. Расход целлюлозы 0,05% по весу свежлы.

Фильтрация через уголь.

В прежнее время в сахарной промышленности имела большое значение фильтрация соков через животный уголь так или называемую крупку.

В виду дороговизны установки, сложности оборудования, большого расхода крупки, сравнительно небольшого эффекта очистки, а также появлении в практике таких обесцвечивающих агентов, как SO_2 , очистка соков с помощью угля в песочном производстве была оставлена и сосредоточилась всецело в рафинадном производстве для обесцвечивания сиропов. Однако, недостатки работ с крупной и здесь заставляли техническую мысль искать более сильнодействующих агентов; таковым явился активированный уголь. Конечно, в жизнь сразу активированный уголь не вошел и потребовалось значительное время прежде, чем он получил практическое применение. Вместе с тем сторонники крупки стали ее подробнее изучать и искать способы поднять ее активность. Это отчасти уже удалось и в настоящий момент мелкоизмельченная крупка уже конкурирует с такими углями как норвт, дарко, уступая значительно карборафдину.

Ознакомимся со свойствами этих материалов и теми явлениями, на которых основано их применение для очистки соков.

Крупка. Отфильтрованные механически соки и сиропы представляют собой очищенный продукт от посторонних примесей, однако все же окрашенный, а иногда и мутный вследствие наличия несахара и продуктов разложения инверта.

Необходимость удаления окрашивающих пигментов для получения кристаллически чистого сахара, а также частично удаления несахаров из соков и сиропов обуславливается применением так называемой крупки, т.-е. животного угля получаемого в результате сухой перегонки костей.

Кости состоят из скелета, образуемого минеральными веществами, в состав коих входит около 70% фосфорнокислого кальция, небольшое количество магнелии и некоторых других веществ. Другой составной частью костей являются органические азотсодержащие вещества, количество коих достигает 30%. Эти вещества распределены по скелету в очень тонком слое. Измельченные и обезжиренные кости прокаливаются без доступа воздуха. При прокаливании органических веществ выделяется углерод, располагающийся тонким слоем на стенках мелких канальцев пронизывающих в бесчисленном количестве минеральный остов костей. Вот эта то пористость угля и обуславливает его поглонительную способность. Действие угля в данном случае относится к явлениям адсорбции, состоящему в том, что адсорбируемое вещество (в данном случае окрашивающие и пахучие вещества) концентрируется на поверхности адсорбента.

Адсорбция объясняется различными причинами: электрическими, химическими, механическими и т. д., в зависимости от видов энергии вызывающих ее. Направление же процесса обуславливается стремлением системы уменьшить свою энергию. Что касается поглощения крупной извести из раствора, причину этого, повидимому, нужно искать по Менделееву (основы химии, 8) в минеральных составных частях крупки.

Поглотительная способность крупки в отношении различных веществ различна, следовательно, здесь мы имеем дело с адсорбентом с определенными избирательными к поглощению свойствами. Больше всего поглощаются окрашивающие вещества и известь. Хлориды почти совсем не поглощаются, нитраты слабо, несколько больше соли органических кислот — щавелевой, лимонной, уксусной и др. Из солей больше всего поглощаются — фосфаты, сульфаты и карбонаты. Органические азотистые вещества поглощаются слабо. Поглощение сахара незначительное и при этом он легко вымывается обратно.

Поглощение крупки в значительной степени зависит от следующих факторов:

- 1) времени — продолжительность контакта ведет к большему поглощению,
- 2) от температуры — с увеличением которой адсорбция повышается,
- 3) от концентрации адсорбента и адсорбируемого вещества.

Адсорбция прямо пропорциональна количеству крупки. Главное действие крупки на сахаристовры заключается в обезцвечивании, что же касается повышения доброкачественности, то оно ничтожно и, по Васильеву, всего около 0,5%. Поглощение сахара составляет около 2,5% и около 15% редуцирующих веществ от их первоначального количества. Красящих веществ поглощается 75 — 50% при расходе крупки в 25% по весу песка. Поэтому особенно сильно изменяется цветность. Например, до фильтрации через крупку — цветность — 2,36, после — 1,16.

Хороший уголь обладает черным цветом и сильно прилипает к языку. Бурый оттенок в крупке указывает на неполноту ее обжига, а серый — на сильное прокаливание. В химическом отношении состав такой крупки следующий:

фосфорнокислого кальция	75—80%
углекислого	7—8%
углерода	7,5—75%
гивса	0,1%
сернистых и азотистых веществ	1,0%
нерастворимый в нее остаток	1,0%
влажность	4,10%
удельный вес	0,75—0,80

Уголь после прокаливания разламывается до величины обыкновенного ореха, отсюда и самое название „крупка“. Хорошая крупка должна быть твердой и крепкой. Такая крупка получается при обжиге костей крупных животных. Крупка из костей около суставов содержит много хряща, а потому получается мягкой, хрупкой, рыхлой и с малой пористостью. Поэтому при покупке крупку расценивают по количеству имеющихся в ней твердого угля и хрящей.

Продажная крупка заключает:

плотных костей	51—78%
хряща	26—12%
смесь	19—10%

Активированный уголь. Дорогая и сложная установка, хлопотливая и в высшей степени антигигиеничная костяноугольная фильтрация давно побуждала техников к отысканию новых методов работы при рафинировании песков и полному упразднению крупки в рафинировании, как это уже случилось в свекло-сахарном производстве. Но предложенные различные химические реагенты, как бланкит и др., удовлетворить техников рафинировщиков не смогли, и крупка до сих пор широко применяется в рафинировании. Однако техническая мысль продолжает работать дальше и результаты некоторые уже есть: за границей уже

многие заводы работают без крупки, применяя активированный уголь, появившийся на Европейском рынке в 1910 г. Тайна, которой было окутано изобретение, высокие цены на продукт делали невозможным его широкое применение для промышленных целей. Однако исследования, произведенные в этом направлении, пролили свет на самый процесс получения активированного угля, и в настоящее время в этом вопросе мы располагаем следующими знаниями. Древесный уголь, получаемый из древесины, в процессе сухой перегонки при низких температурах, не обладает адсорбирующими свойствами. Однако эти свойства ему могут быть сообщены при процессе оживления или активирования его. Этот процесс активирования происходит под действием высокой температуры в присутствии воздуха, но не в состоянии циркуляции, при температуре = около 400° С, прокаливание же может вестись в присутствии перегретого пара при температуре — около 800 — 1000° С.

Если в активированном материале присутствуют посторонние вещества, известь, хлористый цинк, кальций, магний, натрий, серная кислота, и оживление происходит при низкой температуре, то хорошие результаты возможны только при удалении означенных примесей путем выщелачивания или дистилляции. Некоторые материалы, как, например, богатая кремнем рисовая шелуха, дают хороший уголь по удалению силиция путем обработки каустической содой. Теория этих процессов дана: Lamb'ом, Wilson'ом и Chanau.

Аморфный уголь существует в двух формах, называемых первичной и вторичной. Первичный уголь образуется при низкой температуре и может быть активирован, вторая форма образуется при высокой температуре в виде графита и не может быть активирована. Когда уголь получается обычным путем обжига, то образующиеся в процессе перегонки углеводороды адсорбируются, и в результате получается неактивный уголь. Оживление достигается нагревом и отчасти является процессом дистилляции, частью процессом окисления. В то же время сам уголь окисляется с поверхности уже существующих капилляров, вследствие чего возрастает активная поверхность.

Искусство ведения самого процесса заключается в тщательном контроле, которая, если слишком низка, недостаточна для удаления углеводородов, если слишком высока, — вызывает образование второй графитной формы угля. При этом возможно также выделение углеводородов при низкой температуре и образование слоя неактивной массы на поверхности угля.

Все поглощенные вещества теряют водород и имеют способность, подобно древесному углю, выделять почти весь находящийся в древесине или других материалах, углерод. Второе действие поглощенных веществ может заключаться в том, что они проникают внутрь материала и по удалении из него увеличивают поверхность. Их влияние, наконец, может быть и каталитическим.

1. Влияние степени измельчения. (Норит был измельчен и просеян через шелковые сита желаемых размеров).

Их влияние, наконец, может быть и каталитическим.

Материалы, касающиеся действия активированных углей на сахар, принадлежат, главным образом, Шнеллеру, Цербану и Брайлейю. Полученные ими результаты сведены в следующие таблицы. Все опыты производились с Норитом в количестве 50% по весу сухого вещества 50% сахарных растворов.

Количество отверстий на линейный дюйм	% материала оставшегося на сите	% уменьшения цветности	Относительная скорость фильтрации
20	0,45	мутный	—
28	0,41	—	72
38	0,45	29,1	—
48	4,64	41,5	34
60	7,30	65,0	28
72	12,80	76,2	18
84	7,61	80,0	—
94	6,96	80,0	7
106	6,43	81,0	4,5
124	46,0	81,6	4,5
Начальный	—	71,8	6

II. Влияние количества взятого вещества.

% %	% уменьшения цветности	% %	% уменьшения цветности
0,5	36,5	4,0	85,5
1,0	62,5	4,5	86,0
1,5	70,0	5,0	86,2
2,0	75,4	5,5	87,0
2,5	79,0	6,0	87,0
3,0	82,7	6,5	87,8
3,5	84,5	7,0	88,0

Фильтрат был блестящим при 3% порита.

III. Влияние температуры.

Темпе- ратура °С	% уменьше- ния цвет- ности	Темпе- ратура °С	% уменьше- ния цвет- ности
20	54,6	70	70,1
30	60,8	80	71,1
40	61,5	90	71,6
50	69,2	100	71,9
60	69,7		

IV. Влияние длительности контакта.

Время в мину- тах	% уменьше- ния цвет- ности	Время в мину- тах	% уменьше- ния цвет- ности
0	78,2	35	81,0
5	78,4	50	81,7
10	78,9	45	81,9
15	79,4	50	82,3
20	80,0	55	82,9
25	80,5	60	83,5
30	80,7	—	—

V. Эффент реакции.

Кислотность с. с. норм		Кислотность с. с. норм	
На 100 СС	% уменьше- ния цвет- ности	На 100 СС	% уменьше- ния цвет- ности.
0,000	76,2	0,25	83,4
0,025	71,1	0,30	84,8
0,05	78,0	0,40	87,1
0,10	79,4	0,50	89,1
0,15	80,8	0,75	92,6
0,20	82,1	1,00	95,0

Сравнительно недавно Цербаном были произведены в широком масштабе работы с поритом в комбинации с кизельгуром без обработки сока известью. Он получил нормальную работу и наблюдал адсорбцию пектиновых веществ и очень малую зольность.

Растительный уголь рекомендуется употреблять в количестве большем, чем требуется для обесцвечивания. Материал пускается повторно в работу, пока не будет необходимости оживления. Установленное количество активированного угля — 5% по весу сухих веществ и может быть употреблено последовательно десять раз. Частичное оживление достигается промывкой с содой; для окончательного же оживления требуется прокаливание. Угли эти нашли уже некоторое распространение в Шотландии, Голландии, Португалии и кое-где на Яве, Мозамбике и Луизиане. На Гавай употребляется материал, приготовленный действием SO_2 на мелассу, поглощенную кизельгуром.

12) Адсорбция. Как указано выше, действие крупки сводится к адсорбции; то же мы должны сказать и относительно активированного угля. Остановимся кратко на явлениях адсорбции для того, чтобы несколько понять теоретические основы процесса поглощения.

Под словом адсорбция называют такое исчезновение одного вещества в другом, когда нельзя констатировать явлений химической реакции или растворения. В этом отличие понятия адсорбции от более широкого понятия абсорбции. Изучая обстоятельства, при которых имеет место адсорбция, приходится констатировать, что наблюдаемые действия являются действиями поверхности, т. е. адсорбция имеет место всегда, когда исчезающее вещество соприкасается с большой поверхностью твердого тела. Получение больших поверхностей достигается путем механического размельчения или путем химическим — путем восстановления в теле водорода или путем прокаливании (уголь).

Для адсорбции характерно избирательное свойство — сродство. При чем адсорбирующая способность тела зависит как от адсорбента, так и от адсорбируемого вещества. Так, например, кровяной уголь обладает адсорбирующей способностью к различным веществам, выражаемой следующими числами:

уксусная кислота	3,0	бром	20,0
бензойная	19,2	серная кислота	1,0
нитробензойная	43,4	минеральные соли	очень мало

Поглотительная же способность адсорбентов к определенному веществу (метиленовая синяя) таковы:

древесный уголь	1,5	кровяной „	60
животный „	4,30	глизовем „	1,6

Несмотря на значительные индивидуальные различия адсорбентов, можно высказать следующие правила адсорбции.

Минеральные соли простые адсорбируются мало. Сложные соли и соли тяжелых металлов адсорбируются в большей степени. Далее следуют органические соединения, при чем они тем больше поглощаются, чем больше их молекула. Из них в большей степени поглощаются вещества ароматического ряда, чем жирного, и особенно сильно красящие вещества по причине своего высокого молекулярного веса. На этом целиком и основано красильное дело.

Внутренняя природа явления адсорбции еще не выяснена. Однако, некоторые законы для явлений адсорбции все-таки могут быть выведены. Прежде всего необходимо отметить ограниченность адсорбции. Если, например, 1 г животного угля сболтать с определенным количеством какого-либо красителя, то увидим, что установится известное равновесие, зависящее от двух факторов — от концентрации красителя в угле, с другой — концентрации красителя остающегося свободным в растворе. Прибавление того или иного вещества нарушает равновесие, система меняется, и концентрация изменяется до тех пор, пока не установится вновь состояние равновесия.

Если m — масса адсорбента, X — масса поглощенного вещества, то фактор равновесия, выражающий концентрацию адсорбированного вещества в адсорбенте будет $\frac{X}{m}$, другим фактором равновесия, выражающим концентрацию свободного вещества в растворе будет $= C$. Отношение первого фактора ко второму, т.е. $\frac{X}{m} : C$ может быть иллюстрировано на следующих цифрах.

Числа первого столбца — вес в граммах пикриновой кислоты, адсорбированной килограммом шелка. Числа второго столбца — концентрация свободного вещества в растворе в граммах (концентрация равновесия). Числа третьего столбца — отношения между этими числами, отношения, которые были бы постоянными, если бы был применен закон Генри для растворения.

Таблица 31.

x	C	K	x	C	K
13	0,064	200	54	2,94	18,0
27	0,59	46,0	75	7,00	11,0

Как видно, значения K непостоянные и изменяются от 1 — 20 раз, следовательно, явление сильно отличается от растворения.

Для ясности рассмотрим такой случай: к 100 г воды и 1 г шелка прибавляется пикриновая кислота порциями в 1 мг.

Выразим адсорбирующую способность в функции порядкового номера порции найдем:

Таблица 32.

№	адсорбировано %	№	адсорбировано %
1	99,5%	43	25 %
3	92 %	700	4 %

Ясно, что относительная адсорбция значительно выше для следов растворенного вещества, чем для больших количеств.

Возьмем следующий пример.

Взято по 100 куб. см пикриновой кислоты с различной концентрацией = C . Прибавляем к каждому раствору 1 г шелка. В каждой пробе концентрация уменьшится и будет равна p % своего начального количества.

Если C выразим в мг, то получим следующую таблицу:

Таблица 33.

C	%	C	%
1	0,5	43	53,0
3	4,0	700	90,0

Наибольшее понижение концентрации наблюдается в слабых растворах и они больше обесцвечиваются, чем растворы крепкие.

Явления адсорбции интересны и с точки зрения обратного выщелачивания красящего вещества. Теоретически, вообще говоря, при помощи промывки возможно полное выщелачивание поглощаемого вещества. Однако, если это легко достижимо при простых растворах, то это крайне трудно осуществить при явления адсорбции, так как требуется громадное количество воды, что крайне затруднительно, но что практически очень важно.

Свойства адсорбции могут быть так характеризованы (Дюкло).

1. Если приводить в соприкосновение с адсорбирующим телом последовательные порции адсорбируемого вещества, то первые порции удерживаются гораздо более энергично, чем последующие.

2. Если прибавлять к растворам адсорбируемых веществ некоторое количество адсорбирующего вещества, то относительно большее количество вещества теряют разбавленные растворы.

3. Поглощенное данным веществом адсорбированное вещество лишь с большим трудом удаляется промыванием.

4. Концентрация в адсорбирующем веществе изменяется гораздо менее заметно, чем концентрация в жидкости, из которой поглощается. При чем разница эта тем больше, чем сильнее адсорбция. Это видно из опытных данных таблицы 31, так, концентрация пикриновой кислоты меняется от 1 до 5 раз тогда, как в жидкости она меняется соответственно от 1 до 100 раз.

Наконец, необходимо сказать, что адсорбция специфична и что она тем сильнее, чем больше поверхность соприкосновения.

Явление адсорбции может быть выражено следующей формулой:

$$C_1 = K C_2^m$$

где: C_1 — концентрация в поглотителе — адсорбенте,

C_2 — концентрация в жидкости,

K — коэффициент — фактор количества. Если K удвоится, то удвоится количество адсорбируемого вещества.

Значение фактора m несколько иное.

Если $m = 1$, то этот случай соответствует раствору, тогда C_2 и C_1 пропорциональны, концентрация в поглотителе меняется так же, как и в жидкости.

Для явлений адсорбции m всегда меньше единицы и чем m меньше, тем больше явление отдалится от простого растворения. Фактором m обуславливаются и вышеприведенные четыре положения, что видно из следующей таблицы:

Таблица 34.

C_2	Значения m				
	1,0	0,6	0,3	0,1	0,01
	Значение C_1				
0,000001	0,00005	0,01	0,8	13	43,7
0,0001	0,605	0,2	3,0	20	45,7
0,001	0,05	0,8	6	25	46,8
0,01	0,5	3,2	13	32	47,9
0,1	5	12,5	25	40	49,0
1	50	50	50	50	50,0
10	500	200	100	63	51,3
100	5 000	780	200	79	52,5
—	1 000 000	7 800	250	6	1,20

Каждый столбец дает значение C_1 (концентрация в поглотителе) для возрастающих значений C_2 (концентрация в жидкости). Изменения C_2 взяты в пределах от 00000001 до 100, т.-е. от 1 до 100000000. Отношение этих крайних изменений, соответствующих, C_1 даны в таблице 34.

Цифры для $m=1$ соответствуют, как сказано, раствору. Здесь изменение концентраций для C_2 и C_1 пропорциональны и равны 100 000 000 для крайних отношений. Для $m=0,6$ эти отношения равны уже 7800, для $m=0,3$ оно падает до 250. Для $m=0,1$ отношение изменяется от 1 до 6 для $m=0,01$ отношение равно 1,2, т.-е. концентрация в поглотителе практически независима от концентрации в жидкости. Эта независимость почти осуществлена для $m=0,1$, так как при изменении концентрации от 1 до 1 000 в поглотителе концентрация изменяется от 1 до 2. Например, изменение от 0,001 до 1 соответствует 25 до 50, т.-е. $1:0,001=1000$, а $50:25=2$.

Следовательно, m характеризует форму кривой адсорбции.

Обратимся к разбавленным растворам. Если $m=1$ — адсорбция слабая, если m уменьшается — она быстро растет. Следовательно, адсорбирующая способность тем больше, чем меньше m . Чем больше адсорбция, тем лучше удерживается поглощенное вещество, тем оно прочнее связано с адсорбентом. Следовательно, m является фактором прочности адсорбции. Здесь необходимо отметить различие факторов K и m . Если K увеличивается, то увеличивается количество адсорбируемой краски, но вместе с тем увеличивается и количество, например, краски при каждом промывании, так что здесь больших преимуществ нет. Для удобства и экономии малые значения m являются более благоприятными и, чем большие значения K .

На практике эти значения заключаются между 0,1 — 0,6. Например:

- | | |
|--|------|
| 1) шерсть и метиленовая | 0,1 |
| 2) " " " | 0,2 |
| 3) животный уголь и уксусная кислота | 0,34 |
| 4) " " " и бензойная | 0,42 |
| 5) животный уголь I и тростниковый сахар | 0,11 |
| 6) " " II " " | 0,07 |

Последние цифры показывают, что для одного и того же вещества взятые образцы могут дать различные результаты.

Хотя из приведенной формулы следует, что с увеличением C_2 должно расти и C_1 , однако это не всегда так. Например, при поглощении альбумина порошком углекислого свинца при $m=0,29$ значения для C_1 от $C_2=69$ до $C_2=416$ удовлетворительно выражают явление, но выше этого найденные величины остаются постоянными.

Таблица 35.

C_2	C_1 наблю- денные	C_1 вычи- сленные	C_2	C_1 наблю- денные	C_1 вычи- сленные
69	174	181	667	290	349
227	259	255	892	305	379
416	303	304			

Для значения 416 углекислый свинец является насыщенным, можно предположить, что вся его поверхность покрыта слоем альбумина и дальше адсорбция продолжаться не может.

Вот этими-то законами адсорбции и обуславливаются явления поглощения кружкой и активированным углем красящих веществ из сиропов.

Техника фильтрации через тот или иной уголь сводится к перемешиванию их с соками или сиропами в мешалках и фильтрацией на Φ -прессах и механических фильтрах.

VII. Известь и газ.

Оценка известняков.

Известь и газ необходимые для очистки сока получают на заводе. Исходным материалом является известняк или известковый камень и мел. Известняк представляет собой углекислый кальций с некоторыми примесями, главным образом, с кремнием и его производными, а так же встречается окись железа и алюминия, углекислый магний, сернистый кальций, органические вещества и незначительные количества хлора, калия, натрия, иногда фосфорно-кислого кальция.

Техническая оценка известняков производится на основании химического анализа, при чем хорошими известняками (мелом) считаются те, которые:

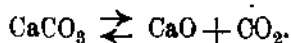
1) содержат в сухом состоянии 97% CaCO_3 , мало железа, кремния и силикатов, окиси железа и алюминия, углекислого магния и др. При содержании 90% CaCO_3 известковый камень считается средним по качеству;

2) известняк не должен иметь большой влажности, так как последняя вызывает лишний расход топлива на испарение;

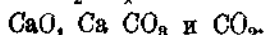
3) в хорошем известняке не должно быть гипса (CaSO_4) более 0,4%, а щелочей более 0,2%.

Вес кубического метра известняка варьирует в пределах от 1300 до 1600 кг. Кубический метр извести весит 750—900 кг.

Для получения извести известняки подвергаются обжигу. По Дебрей, углекислый кальций разлагается при прокаливании, но для определенной температуры и давления это разложение имеет определенную величину; при охлаждении происходит вновь образование углекальциевой соли, следовательно, реакция обратима



Здесь мы имеем дело с системой, обладающей одной степенью свободы. Компонентами являются CaO и CO_2 и фазами:



Упругость диссоциации при определенной температуре постоянна, поэтому полное разложение на CaO и CO_2 может наступить при условии удаления

газообразной фазы, что имеет место при обжиге известняка. Температура разложения CaCO_3 (чистого) около 1000° после часового нагрева. Разложение может быть ускорено током воздуха или пара. В некоторых случаях, вследствие наличия примесей, температура разложения может подняться до $1200—1300^\circ$. Если производить разложение известняка при очень сильном накаливании (около 1600°), то получается стекловидная известь, которая с трудом гасится и очень медленно растворяется. Такая известь называется „мертвой“ или „перепалом“.

Присутствие в известняке кремния, алюминия и особенно железа повышает температуру, при которой получается перепал, поэтому при наличии в известняке значительного количества этих примесей, температура в печи не должна подниматься выше $1200—1250^\circ$.

Известково-обжигательные печи. Наиболее употребительными являются шахтные и генераторные.

а) Шахтные печи (рис. 64) представляют два усеченных конуса, сложенных большими основаниями. Стенки печи выложены из шамотного кирпича; кладка производится на огнеупорной глине. Кладка печи опирается на чугунные кольца, расположенные в самом низу печи, а также помощью лап опирается на колонны. Снаружи печь покрывается железным кожухом. Промежутки между стенками печи и кожухом засыпаются песком или шлаком, что предохраняет стенки печи от излишнего охлаждения.

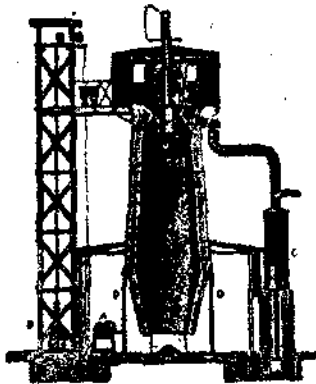


Рис. 64. Французская известь-обжигательная печь.

В верхнее отверстие печи вставлена воронка, закрываемая чугунной крышкой, приподнимаемой помощью ручного ворота. Через это отверстие производится загрузка камня и топлива. Выделяющиеся при обжиге газы насосом откачиваются через боковое отверстие. По высоте печи на различных высотах расположены отверстия для наблюдения за ходом процесса. Фундамент печи, в зависимости от грунта, имеет глубину $1\frac{1}{2}—2$ м. На фундаменте, против нижнего отверстия устраиваются горки из кирпичей, служащие для более равномерного распределения поступающего воздуха и лучшего охлаждения выгружаемой извести. Преимущество этих печей — меньший расход топлива, чем при генераторных печах.

б) Генераторная печь (рис. 65) представляет собой усеченный конус, сложенный с цилиндром. В нижней части по бокам пристроены три топки, а противоположно им выгребные люки. Топки вверху имеют отверстия для загрузки топлива. Топливо сжигается на колосниковой решетке и газы, образующиеся при сгорании, дымоходами поступают в печь, где сгорая развивают необходимую температуру для обжига извести.

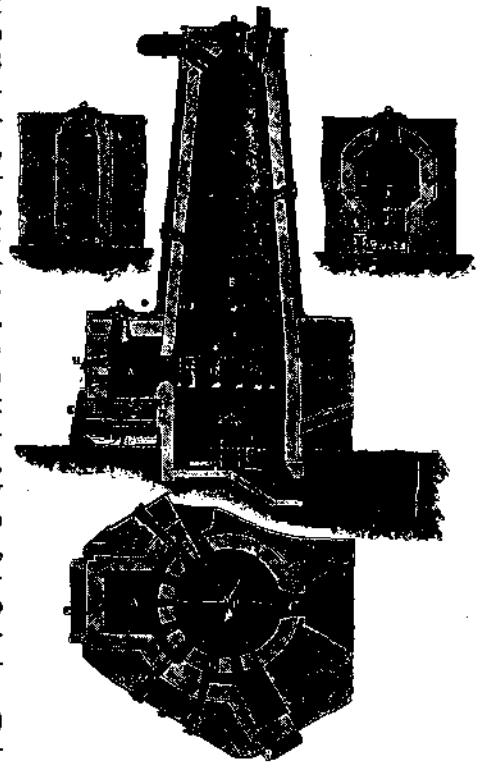


Рис. 65. Генераторная известь-обжигательная печь.

Устройство загрузочного отверстия, дымохода, наблюдательных отверстий, аналогично таковым шахтной печи. Преимущество генераторных печей—использование топлива низкого качества.

Пуск и работа печи. Для пуска в ход печи ее растапливают за один-два дня до начала производства дровами и углем. Когда нижняя зона достаточно прогреется, вводят одинаковые количества камня и топлива; затем постепенно уменьшают количество топлива, доводя его до нормы. Известняк или мел перед загрузкой должны быть разбиты на куски в 20—30 см. Крупные куски антрацита или кокса также должны быть разбиты на более мелкие, величиной с грецкий орех. В случае шахтных печей перед загрузкой уголь смешивается с известняком или мелом. При установившемся ходе печи из нее 6—8 раз в сутки производят выгрузку извести и столько же раз производят загрузку.

Образующийся в печи газ откачивается насосом, а свежий воздух для горения поступает через нижние отверстия. Наблюдение за правильным ходом печи производится через имеющиеся смотровые окна. Правильный обжиг узнается по светло-желтому калению. Белое каление дает перекал, красное—недокал.

Когда печь в ходу, различают (Деклю) четыре зоны: 1) регулируемую, 2) подогревающую, 3) разлагающую, 4) охлаждающую (рис. 86).

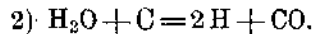
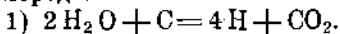
1) В верхней регулирующей зоне известняк и кокс должны быть хорошо перемешаны и равномерно распределены.

2) Известняк и кокс, опускаясь ниже, встречают горячие газы, теряют вследствие испарения свою воду, нагреваются, а отходящие газы охлаждаются.

3) При дальнейшем движении вниз известняк и кокс подвергаются воздействию наивысшей температуры. Кокс раскаляется, известняк разлагается на известь (CaO) и углекислоту (CO₂).

4) В зону охлаждения камень поступает уже в виде извести (CaO), здесь же сгорают и остатки кокса.

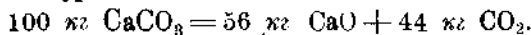
Поступающий свежий воздух охлаждает известь, и сам в то же время нагревается. Водяной пар, находящийся в воздухе в соприкосновении с раскаленным коксом, разлагается частью на водород и углекислоту, частью на водород и окись углерода:



Поступающий с воздухом кислород вызывает горение кокса и разложение известняка. Азот остается без изменения. Поднимаясь выше, газ вследствие сгорания кокса обогащается углекислотой на счет кислорода.

Продукты разложения водяного пара и воздуха (H и CO) здесь сгорают. Углекислота, встречая раскаленный кокс, частью восстанавливается до CO, который снова сгорает в CO₂, частью переходит в сатурационный газ. Таким образом, выходящий из зоны разложения газ состоит из CO₂, CO, N₂, H₂ (следы), O₂ (следы). Поднимаясь газ охлаждается, нагревая поступающий в печь известняк и кокс, насыщается водяными парами и из регулирующей зоны откачивается насосом.

Расчет печей. Получение извести и газа основано на разложении углекислого кальция по уравнению:



Если расход извести на заводе составляет максимум 2,5%, а в известняке содержится 98% CaCO₃, то расход известняка на 100 кг свежлы составит:

$$Q = 2,5 \cdot \frac{100}{56} \cdot \frac{100}{98} = \text{около } 4,5 \text{ кг}$$

(т.е.

$$Q = 2,5 \frac{CaCO_3}{CaO} \cdot \frac{100\%}{98\%}.$$

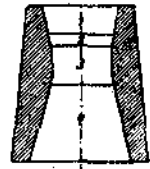


Рис. 86. Зоны в известе-обжигательной печи по Деклю.

Практически принято считать расход известняка вдвое более извести на обеих сатурациях.

Для разложения 100 кг чистого CaCO_3 , взятого при температуре 15°C , потребуется около 41240 калорий.

1 кг углерода при сгорании в CO_2 выделяет 8140 калорий. Отсюда расход угля:

$$\frac{41\,240}{8\,140} = 5,0 \text{ кг}$$

Однако, в виду потерь через лучеиспускание, введения лишнего воздуха, содержания золы в угле, расход последнего составляет 8—11% кокса при содержании золы в 8—10%.

Количество газа: 1) Теоретическое.

100 кг чистого и сухого CaCO_3 дают 44 кг CO_2 и 56 кг CaO . 1 куб. м CO_2 весит 1,97 кг при 0° и 760 мм Нг, а, следовательно, 44 кг CO_2 занимают объем

$$\frac{44}{1,97} = 22,3 \text{ куб. м,}$$

а из 5 кг С получается CO_2 : $\frac{5,44}{12 \cdot 1,97} = 9,4 \text{ куб. м}$ это количество газа входит в состав продуктов горения, количество которых минимум будет:

$$\frac{9,4 \cdot 100}{21} = 44,80 \text{ куб. м при } 0^\circ \text{ и } 760 \text{ мм}$$

(принимая состав воздуха: 21% O_2 и 79% N).

Общее количество углекислоты получится:

Из 100 кг CaCO_3	—	22,3 куб. м.
„ 5 „ С	—	9,4 „ „
		— 31,7 куб. м.

Общее количество газа получается:

Из 100 кг CaCO_3	—	22,3 куб. м
„ 5 „ С	—	44,8 „ „
		67,1 куб. м.

Отсюда содержание углекислоты в % — максимум:

$$\frac{31,7 \cdot 100}{67,1} = 47,2\%$$

2) Практическое.

100 кг камня в 98% CaCO_3 дают:

$$22,3 \times 0,98 = 21,78 \text{ CO}_2 \text{ куб. м.}$$

10 кг кокса при 92% углерода при сгорании дают:

$$\frac{92}{100} \cdot 10 \cdot \frac{44}{12 \cdot 1,97} = 17,1 \text{ куб. м CO}_2.$$

Углекислоты всего получится:

$$21,78 + 17,1 = 38,88 \text{ куб. м.}$$

Количество газа, выходящего из печи при 33% содержании CO_2 :

$$\frac{38,88 \cdot 100}{33} = 117,81 \text{ куб. м,}$$

а при 30% CO₂:

$$\frac{38,88}{30} \cdot 100 = 129,6 \text{ куб. м,}$$

или приблизительно 130 куб. м при 0° и 760 мм.

Газа, образовавшегося из кокса, будет:

$$117,81 - 21,78 = 96,03 \text{ куб. м}$$

и отсюда содержание CO₂ в газе из кокса:

$$\frac{17,1 \cdot 100}{96,03} = 17,8\%$$

содержание кислорода в нем будет: 21 — 17,8 = 3,2%,

а кислорода во всем газе: $\frac{96,03 \cdot 3,2}{117,81} = 2,6\%$.

Емкость печи. 100 кг камня с 98% содержанием CaCO₃ дает:

$$54,88 \text{ кг CaO} + 48,12 \text{ кг CO}_2.$$

На 100 кг свежлы расход извести примем = 2,5%, что составит;

$$\frac{2,5 \cdot 100}{54,88} = 4,6 \text{ кг,}$$

а для переработки 1000 т свежлы составит 46 т камня. Так как 1 куб. м камня весит 1,4 т, то объем 46 т его:

$$46 : 1,4 = 33 \text{ куб. м.}$$

При сжигании 10% кокса, его расход на 1000 т свежлы будет 4,6 т. Так как 1 куб. м угля весит около 0,4 т, то объем 4,6 т его будет:

$$\frac{4,6}{0,4} = 11 \text{ куб. м.}$$

Так как уголь постепенно сгорает, то его объем уменьшается и можно принять действительно им занимаемый объем равным около 25%, т.-е. около 3 куб. м.

Отсюда печь при времени обжига равному двум суткам должна иметь емкость:

$$(33 + 3) \cdot 2 = 72 \text{ куб. м}$$

т.-е. 7,2 куб. м на 100 т свежлы. При увеличении расхода извести до 3% этот объем будет равняться приблизительно 9 куб. м.

Коэффициент утилизации газа. Полагаем, что из 2,5% извести на осаждение несахаров уходит 0,5%, следовательно, в виде CaCO₃ должно выпасть около 2%. Так как из 100 кг камня получается 22,30 куб. м CO₂, а для осаждения извести потребуется всего 80% первоначального количества газа, то теоретический расход газа должен быть:

$$\frac{22,3 \cdot 80}{100} = 17,84 \text{ куб. м,}$$

а теоретически полученное количество углекислоты = 31,7 куб. м. Отсюда коэффициент использования углекислого газа:

$$\eta \approx \frac{17,84}{31,7} \cdot 100 = 56,2\%.$$

Практический коэффициент использования несколько ниже вследствие большего сжигания угля (вместо 5 кг — 10 кг) и большего содержания CO₂ (вместо 31,7 куб. м — 38,8), отсюда:

$$\eta \approx \frac{17,84 \cdot 100}{38,8} = 45,8\%,$$

в среднем можно принять = 50%.

При большем коэффициенте имеем избыток углекислого газа, при меньшем — недостаток, что повлечет к излишнему обжигу извести.

Таблицы объема газа.

Таблица 36. Содержание O₂ в сатурационном газе.

Количество кокса, сжигаемого на 100 кг камня	Содержание CO ₂		
	27%	30%	33%
8%	17,7 % O ₂	5,6% O ₂	4,07% O ₂
10%	6,02% O ₂	4,8% O ₂	2,6 % O ₂
12%	5,00% O ₂	3,2% O ₂	1,4 % O ₂
14%	4,18% O ₂	2,28% O ₂	0,42% O ₂

Таблица 37. При содержании в газе 30% CO₂

Количество кокса сжигаемого на 100 кг камня	На 100 кг в 98% CaCO ₃					
	Камень и угля в печи, кг	Вес газа выходящего из печи, кг	Известь, зола, выхол. из печи, кг	Вес воздуха, идущего в печь, кг	Объемкислорода в газе в %	Объем выходящих газов в куб. м
8%	108	—	55,54	124,77	5,8	118,2
10%	110	130,5	55,68	139,4	4,3	129,6
12%	112	207,35	55,84	154,82	3,3	141,06
14%	114	224,07	56,00	169,00	2,28	152,5

Таблица 38. Содержание CO₂ на 100 кг камня в 98% CaCO₃

Количество кокса, сжигаемого на 100 кг камня	Объем газа при 0° и 760 мм.			Объем газа при содержании CO ₂		
	Из камня куб. м	Из кокса куб. м	Всего.	27%	30%	33%
				куб. м.	куб. м	куб. м
8%	21,78	13,69	35,47	131,2	118,2	107,5
10%	21,78	17,10	38,88	144	129,6	117,81
12%	21,78	20,50	42,32	156,7	141,06	128,02
14%	21,78	23,97	45,75	169,4	152,5	138,63

Размеры печей. При конструировании считают наиболее выгодными соотношениями между диаметром и высотой печи следующие:

обозначим: нижний диаметр печи — d
 верхний " " — D
 высоту печи — H

$$d = 0,6 D \text{ до } 0,8 D,$$

$$H = 3 \text{ до } 4 D.$$

Наивыгоднейший диаметр = 2 — 2,7 м.
 Высота регулирующего пояса около 0,5 — 0,7 м.

Охлаждающий пояс соответствует 40—50% рабочего пространства печи (таблица 39).

Таблица 39.

Размеры газовой печи в зависимости от производительности извести в сутки (А).

Производительность А в пуд.	Объем шахты V в куб. м.	D метры	H метры	d метры	h метры	d ₁ метры	
600	16,0	2,000	8,000	1,200	2,480	1,320	
800	21,3	2,225	8,900	1,335	2,760	1,470	
900	24,0	2,310	9,250	1,385	2,879	1,525	
1000	26,6	2,390	9,560	1,435	2,960	1,580	
1100	29,3	2,460	9,840	1,475	3,050	1,625	
1200	32,0	2,530	10,120	1,520	3,140	1,670	
1300	34,7	2,600	10,400	1,560	3,225	1,715	
1400	37,3	2,670	10,680	1,600	3,310	1,760	
1500	40,0	2,735	10,940	1,640	3,390	1,800	$V = \frac{2A}{75} \text{ м}^3$
1600	42,0	2,800	11,200	1,680	3,470	1,840	$D = 0,8\sqrt[3]{V} \text{ м}$
1700	45,3	2,860	11,440	1,715	3,550	1,890	$H = 4D$
1800	48,0	2,910	11,640	1,745	3,610	1,920	$d = 0,8d$
1900	51,0	2,960	11,840	1,775	3,670	1,950	$h = 1,24D$
2000	55,1	3,010	12,040	1,800	3,730	1,980	$d_1 = 0,68D$

Подъемник. Газовая печь устанавливается вблизи завода. Для удобства работы в холодное время печь иногда ставится в закрытом здании, если не вся, то своей нижней частью. На верху печи устраивается железный или деревянный, обшитый досками, помост, соединяющийся с клеткой подъемника (рис. 64). Помост служит для загрузки печи, а подъемник для подачи наверх известняка и топлива. Подъемники обычно делаются гидравлические следующего устройства: на каменном фундаменте устанавливается железная или деревянная клетка, по высоте несколько превышающая печь. Внутри, вверху этой клетки находится железный барабан, на котором намотан канат. На каждый конец каната прикреплен железный с крышечкой ящик. На ящике имеются рельсы, на котором устанавливаются вагонетки. Ящики подвешены таким образом, что когда один находится внизу, то другой—наверху клетки. Для подъема вагончик с грузом ставят на нижний ящик, а пустой вагончик—на верхний ящик. В верхний ящик напускают воду. Когда вес воды будет достаточным для преодоления сопротивления, оказываемого ему грузом, верхний ящик начнет опускаться, а нижний с грузом подниматься. С верхнего ящика вагончик с грузом, по рельсам помоста, подается к загрузочному отверстию печи. Когда подъем совершился, из нижнего ящика выливают воду в яму у основания клетки, и в дальнейшем поступают так же.

Подъемники снабжаются хранимыми колесами в качестве тормоза. Расход воды на подъемник 10—15% по весу свеклы. Емкость ящиков около 0,7 куб. м. Диаметр барабана 1200—1500 мм.

Подъемники могут быть так же механическими, или электрическими. Расход силы на подъемник в последнем случае определяется по формуле:

$$N = \frac{V \cdot Q}{\eta \cdot 75}$$

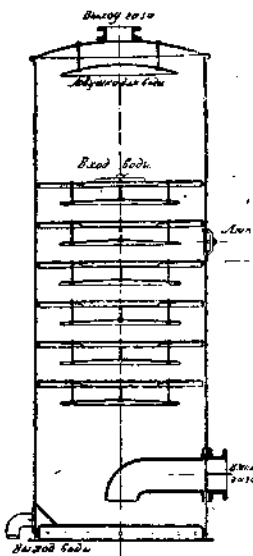
где: V = скорость подъема в м/сек.

Q = поднимаемый груз в килограммах.

η = коэффициент полезн. действия подъемника.

Обычно η = 0,3 до 0,4.

Лавер. (Рис. 67). Газ по выходе из печи имеет высокую температуру (200—250°) и содержит в себе частицы летучей золы и примеси: сероводород, сернистый газ и смолистые вещества, как продукты перегонки. От этих примесей газ должен быть освобожден и, кроме того, охлажден, так как в противном случае может испортиться газовый насос. Очистка и охлаждение газа производятся в лаверах холодной водой, идущей навстречу газу, по перегородкам. Типы и размеры лаверов разнообразны, но независимо от конструкции; вообще, лавер состоит из цилиндра, в который вода поступает сверху, а газ снизу так, что газ и вода циркулируют навстречу друг другу.



Для переработки 2000—2500 берк. достаточны следующие размеры лавера:

$$d = 1300 \text{ мм}, h = 4000 \text{ мм}.$$

Лавер помещается между печью и насосом, выкачивающим газ, поэтому в лавере и трубопроводе всегда имеется разрежение, почему труба для отвода должна оканчиваться сифоном. Сопротивление, оказываемое столбом воды в сифоне, заставляет насос выкачивать газ из печи. Разрежение в лавере равно столбу жидкости в 0,85—1,10 м.

Количество воды, потребное для охлаждения газа, определяется из формулы:

Рис. 67. Лавер системы Карлика.

$$W = \frac{Q}{T_2 - T_1},$$

где: W — необходимое количество воды в кг,
 T_2 — температура воды после лавера
 T_1 — " " до лавера
 Q — число калорий, которое газ должен передать воде,
 при чем $Q = P \cdot \sigma (t_1 - t_2)$
 где: P — число кг газа, получ. в 1 сек.
 t_1 — температура газа до охлаждения
 t_2 — температура газа после охлаждения
 σ — удельная теплота газа = 0,25.

В общем расход воды на лавер составляет около 40% по весу свеклы.

Для определения размеров трубопровода руководствуются данными объема получаемого газа, температурой его и давлением, под которым производится откачивание газа. Скорость газа в трубах = 10—20 м/сек. Из лавера газ выходит с температурой около 30—50°. От печи к лаверу трубы делаются большей частью чугунные, как выдерживающие более высокую температуру, от лавера к насосу — железные. Диаметры труб колеблются от 200 до 400 мм.

Пример. Для переработки 1000 т свеклы в сутки и при расходе извести в 2,5%, имеем расход камня в 1 сек.

$$\frac{12 \cdot 5}{100} = 0,6 \text{ кг}.$$

Газа на 100 кг камня получается 130 куб. м, и следовательно, на 0,6 кг газа получится 0,78 куб. м или в кг при удельном весе газовой смеси — 1,3 (0° и 760 мм давл.) получим:

$$0,78 \cdot 1,3 = \text{около } 1 \text{ кг}.$$

Если принять температуру выходящего из печи газа 235°, а температуру газа после лавера — 35°, то, подставляя в формулу эти значения, получим:

$$Q = 1 \times 0,25 (235 - 35) = 50 \text{ калорий}.$$

Следовательно, расход воды на охлаждение будет:

$$W = \frac{50}{25-12} = 4 \text{ кг.}$$

Здесь температура воды, поступающей в лавер, $T_1 = 12^\circ\text{C}$, а выходящий из него $= 25^\circ\text{C}$.

По весу свеклы расход воды будет:

$$\frac{12 \text{ кг} - 4 \text{ кг}}{x = 35,33} = \text{ОКОЛО } 35 \text{ кг,}$$

здесь 12 кг — есть переработка свеклы в 1 сек., т.е.

$$1000 : (24 \cdot 60 \cdot 60) \cong 12 \text{ кг.}$$

Ловушка. Так как газ по выходе из лавера содержит частицы воды, то он должен быть от них освобожден, во избежание поломки насоса. Удаление воды происходит в ловушках, устанавливаемых между лавером и насосом. Ловушка представляет собой железный цилиндрический котел, высотой около 2 м и диаметром около 1 м. Газ поступает снизу и выходит через верхнее отверстие. Осаждение воды происходит вследствие потери газом скорости. Вода собирается внизу ловушки и отводится трубой с сифоном.

Сборник газа. Из насоса газ поступает в сборник, а из него в сатураторы. Сборник представляет собой клепанный, вертикальный котел, высотой около 2,5 м и диаметром 1,2 м.

Сборник устанавливается на полу первого этажа завода. Его назначение — равномерная подача газа в котлы. Внизу сборника находится кран для отвода скопившейся в сборнике воды. Газ поступает в верхнюю часть сборника по трубе, идущей донизу, и отводится другой трубой также из верхней части.

Приготовление известкового молока. Приготовление известкового молока производится в аппаратах Мика непрерывного действия. Аппарат Мика (рис. 68) представляет собой горизонтальный вращающийся котел, с одного конца которого поступают промывные воды с ф.-прессов и известь. Перемешивание производится помощью лопаток, расположенных на внутренней стенке цилиндра по винтовой линии. На другом конце барабана выходит готовое известковое молоко, при чем неогашенные куски извести—недопал и перепал—отделяются по жолобу. Диаметр барабана 1 м. Длина его 5 м. Число оборотов 8—10 в минуту. Расход силы на вращение около 2 Л. С.

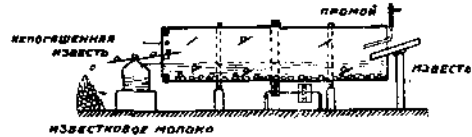


Рис. 68. Аппарат Мика.

После Мика молоко проходит через две мешалки, где оседают и удаляются увлеченные нерастворившиеся части. Из мешалки молоко попадает в сборник, через который оно проходит непрерывно при помешивании, чтобы не образовалась осадка, могущего забить трубы. Из сборника молоко по мере надобности поступает на мерник Черни Штолца и далее в дефекационные котлы.

При сухой дефекации в кусках, гашение извести производится в дефекаторе. В этом случае дефекатор, с одной стороны, должен хорошо перемешивать сок с известью, а с другой, должен позволять легкое удаление неогашенных кусков. Употребительными для этой цели являются дефекаторы Дюфей и Кэниг'а. Известь помещается в корзины с сетчатыми стенками, сок предварительно подогревается до $75-80^\circ\text{C}$.

Дефекатор Дюфей состоит из прямоугольного бака, в котором подвешена корзина для извести. Помощью трансмиссии, корзина получает движение взад и вперед. В конце каждой операции вынимают корзину с нерастворившеюся известью.

Дефекатор Кёниг'а (рис. 69) построен на том же принципе, но в нем известь помещена в кольцеобразно вращающуюся корзину с сетчатыми стенками. Сок перемешивается, поступая снизу.

Если известь употреблять в порошок, то можно пользоваться обыкновенным цилиндрическим котлом с мешалками. Но в этом случае известь должна пройти через сита, время от времени очищаемые. Преимущества сухой дефекации безусловны в смысле экономии топлива, так как сок получается менее разжиженным. В других отношениях она по результатам заметно не отличается от обычной мокрой дефекации.

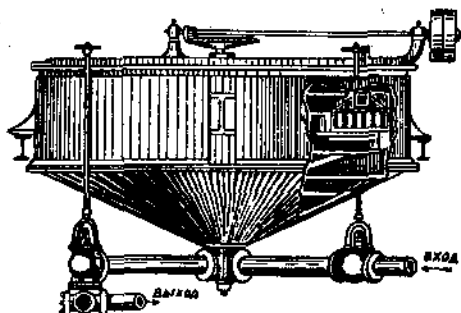


Рис. 69. Дефекатор Кёниг'а.

Газовый насос. Для выкачивания газа из печи и нагнетания его в сатурационные котлы служат газовые насосы. Газовый насос регулирует действие печи, почему выкачивание газа производится непрерывно, подача же газа в котлы неравномерна, поэтому на нагнетательной трубе ставится предохранительный клапан, благодаря чему

избыток газа выталкивается наружу. Наибольшим распространением в настоящее время пользуются насосы золотниковые, обладающие большею производительностью, чем клапанные.

Для определения производительности и мощности насосов пользуются следующим расчетом: пусть суточная переработка завода 1000 т свеклы. Расход известняка 5%, т.е. 50 т или 50000 кг. Так как на каждые 100 кг известняка, как было выше выведено, получается 130 куб. м газа при содержании 30% углекислоты, то объем получаемого в час газа составит:

$$V = \frac{1000 \cdot 1000 \times 5 \times 130}{100 \times 24} = 2700 \text{ куб. м.}$$

В виду того, что практически не всегда содержание CO_2 в газе соответствует 30% и часто бывает ниже, то принимаем количество газа в час равным 3500 куб. м (учитывая также температуру).

Необходимая работа выражается формулой:

$$L = 1,2 \times 2,303 p_0 10000 \lg \frac{p}{p_0} \text{ } ^1$$

Произведем расчет для следующих двух случаев.

I—Разрежение при всасывании 0,2 атм. Сопротивление выталкиванию 0,3 атм.

Тогда:

$$L_1 = 1,2 \times 2,303 \times 0,8 \times 10000 \lg \frac{1,333}{0,8} = 4907 \text{ кг.м.}$$

$$N_1 = \frac{4907 \times 3500}{270 \cdot 000} = 48 \text{ Л. С.}$$

При $\eta = 0,8$ $N_2 = 60 \text{ Л. С.}$

II—Сопротивление выталкиванию примем равным 0,5 атм.

Тогда:

$$L_1 = 1,2 \times 2,303 \times 0,8 \times 10000 \lg \frac{1,533}{0,8} = 6263 \text{ кг.м.}$$

$$N_1 = \frac{6263 \times 3500}{270000} \approx 82 \text{ Л. С.}$$

При $\eta = 0,8$ $N_2 \approx 103 \text{ Л. С.}$

Из сравнения мощности для I и II случая мы видим, какое значение для расхода силы имеет высота стояния сока в котле.

¹⁾ Так как процесс сжатия в данном случае не является вполне изотермическим, вводим коэффициент = 1,2.

Что касается размеров насоса, то таковые могут быть определены из условия, что число оборотов в минуту $n = 80$, ход поршня $S = 0,90$ м. Степень наполнения цилиндра $= 0,95$.

Тогда объем цилиндра:

$$V = \frac{3500}{3600 \times 0,95} = 1 \text{ куб. м.}$$

Скорость поршня

$$C = \frac{2Sn}{60} = \frac{2 \times 0,9 \times 80}{60} = 2,4 \text{ м/сек.}$$

Площадь поршня

$$F = \frac{v}{c} = \frac{1}{2,4} = 0,42 \text{ кв. м.}$$

Откуда диаметр цилиндра $D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} \approx 730 \text{ мм.}$

Несчастные случаи. Из несчастных случаев, имеющих место при станции очистки в целях принятия соответствующих мер к их устранению, отметим наиболее характерные.

В известковом отделении часты случаи попадания в ящик с известью, с чем связано получение ожогов, нередко бывает засорение глаз известковой пылью, всегда находящейся в воздухе; отсюда понятно: 1) что необходимо ящики с известью ставить выше уровня земли, так, чтобы при скольжении нельзя было бы туда попасть, 2) что рабочие должны иметь очки, и самое помещение должно быть хорошо вентилируемо.

При подъемнике наблюдаются случаи падения камней из поднимаемой вагонетки. Если с боков пространство не обшито досками, а рабочие имеют обыкновение входить в клетку, то несчастные случаи неизбежны, иногда и со смертельным исходом. Понятно, что подъемники должны быть с боков обшиты досками, а рабочим запрещен доступ во внутрь клетки. Кроме того, место при подъемнике должно иметь хороший навес, а над нижней частью печи должен быть хороший коридор, обшитый досками.

На сатурации бывают случаи обваривания при перегреве соков или быстром открывании газового вентиля, что влечет выбрасывание сока, причиняющее ожоги. Иногда обваривание происходит при чистке котла, когда туда поступает горячий сок из другого котла. Во избежание подобных случаев, происходящих во время чистки змеевиков и барбаторов, желательно греть производить отдельно в решофферах, а барбатыры делать так, чтобы их можно было переменять извне. Иногда наблюдаются случаи отравления рабочих углекислотой во время чистки или ремонта котла, что происходит оттого, что или не провентилирован котел, или газовый вентиль пропускает, тогда при общих отводных газовых трубах возможно попадание газа из соседнего котла. Для устранения таких случаев необходимо делать лазы внизу котлов и убеждаться в отсутствии газа опусканием горячей свечи, потухание которой указывает на присутствие CO_2 .

VIII. Сульфитация.

Сернистые печи. Для очистки сахарных соков и сиропов в заводской практике применяют, кроме углекислого, также сернистый газ SO_2 .

Сернистый газ у нас получается при сжигании серы, за-границей уже употребляется жидкая сернистая кислота. Сжигание серы производится в печах, куда необходимый для горения воздух нагнетается компрессором или всасывается аспиратором. В печах с компрессором воздух предварительно сушится, проходя слой извести или хлористого кальция, каковые необходимо часто возобновлять. В печах с аспиратором воздух берется из завода, следовательно, является всегда влажным. Полученный газ охлаждается в поверхностном холодильнике со сви-

цовыми трубами и затем идет в сульфитационные котлы. Из различных типов печей применяются печи: Vanhoff, Lacouture, Quager.

Для примера опишем печь Lacouture (рис. 70).

Печь овального сечения, внутри заключается выдвигающийся ящик, в который кладется сера для сжигания. Спереди печь закрывается дверкой, открываемой при каждой разгрузке. Отводящая газ труба окружена охлаждающей рубашкой. Выходящая из рубашки вода поступает в расположенный в верхней части печи резервуар, благодаря чему производится охлаждение стенок. Воздух, необходимый для горения, нагнетается компрессором, при чем подсушивается, проходя через слой известки или хлористого кальция. При каких бы условиях мы не сжигали серу в получающемся газе всегда содержится серная кислота, для удаления которой газ заставляют проходить слой кокса или мелкого гравия, часто его меняя. Расход серы на 1000 берк. около 2 пуд.

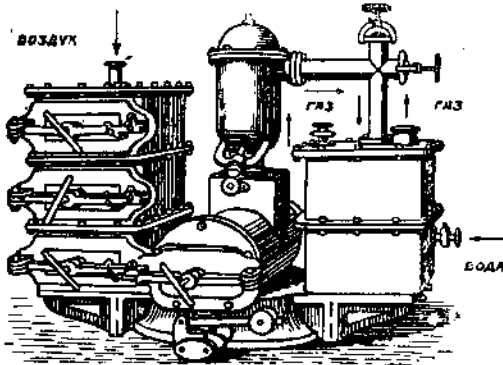


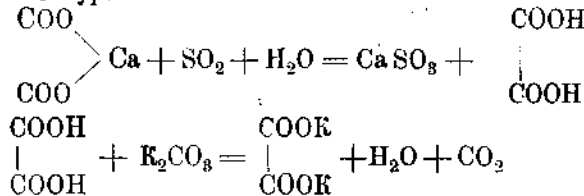
Рис. 70. Печь Lacouture.

Котлы для сульфитации употребляются такие же, как и при сатурации. Трубы для проводки SO_2 делаются свинцовыми или чугуными. Распределение газа в котле производится помощью барбатера.

Химизм сульфитации. Сернистая кислота стала применяться еще вначале развития свекло-сахарной промышленности. Однако, ее внедрение происходило очень медленно и только по мере упразднения очистки сиропов помощью животного угля, сернистая кислота стала все чаще и чаще применяться в сахарозаводской практике. Теперь сернистая кислота применяется для очистки сахарных соков на ряду с известью и углекислотой.

Сернистый газ в растворе обладает кислотными свойствами и чистые сахарные растворы инвертирует. Но при сульфитации соков мы имеем не чистые растворы, где на ряду с сахаром присутствуют различные соли, с которыми SO_2 реагирует раньше и, главным образом, с теми, которые образуют с ним нерастворимые соединения. Прежде всего, SO_2 действует на известковые соли, образуя сернистокислый кальций, а освобождающиеся органические кислоты насыщаются щелочами, но для получения нормальных соков необходимо, чтобы свободная щелочь оставалась.

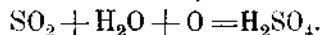
Реакция идет по уравнению:



Сернистокислый кальций мало растворим в сахарных растворах, при чем с концентрацией их растворимость его уменьшается, поэтому на выпарке всегда происходит значительное отложение накипи.

Хотя вследствие большей растворимости SO_2 рекомендуется вести сульфитацию при возможно низкой температуре, однако, во избежание загара выпарки сульфитированные сока до поступления на выпарку нужно вскипятить для осаждения $CaSO_3$.

Красящие вещества восстанавливаются, окисляя сернистую кислоту до серной:



Здесь необходимо отметить, что действие SO_2 особенно ценно в отношении восстановления солей окиси железа в соли закиси, чем удается удалить красноватый оттенок окраски соков, вследствие образования при малейших следах железа соединений железа с танинами и полифенолами.

Как показывают анализы и кристаллической на выварке сернистая кислота окисляется и дает сернокислые соли, выпадающие в осадок при выпаривании сока. Поэтому рекомендуется воздух, идущий на сжигание серы, предварительно высушить, пропустив его через нагашеную известь или через хлористый кальций. Несмотря на это, после сульфитации в соках всегда присутствует серная кислота. Условия перехода сернистой кислоты в серную были изучены E. Saillard'ом; его выводы сводятся к следующим положениям:

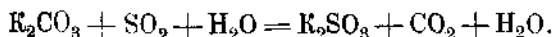
1) превращение щелочных солей сернистой кислоты (сульфитов) в таковые серной кислоты происходит быстрее при высоких температурах (70°C), чем на холоде или при 40°C .

2) это окисление замедляется от наличия в растворе сахаров, (инвертного сахара и других органических веществ);

3) замедление обуславливается также и присутствием несахаров свеклы.

Сульфиты тем устойчивей, чем менее чисты растворы, как сироп, патока. При наличии щелочности сока, переход сульфитов в сульфаты происходит без разрушения сахара инверсией.

Углекислые щелочи действием SO_2 разлагаются с выделением CO_2 и образованием сульфитов:



Таким образом, здесь происходит замена углекислых солей сернистокислыми. Такая замена по E. Saillard'у является желательной, так как углекислые щелочи являются, с одной стороны, сильными патокообразователями, с другой — способствуют увеличению окраски соков. Наоборот, сульфиты, по опытам E. Saillard'a в тех дозах, в которых они находятся в соках, патокообразовательной способностью не обладают, что имеет существенное значение при кристаллизации утфелей и уменьшении вязкости оттеков.

На нечистые сахарные растворы SO_2 действует обесцвечивающим образом, при чем обесцвечивание тем сильнее, чем меньше щелочность. Действие SO_2 на сиропы выражается еще тем, что они становятся менее подверженными брожению.

Сульфитация часто производится при умеренной температуре $40-50^\circ\text{C}$ вследствие опасности сульфитационной инверсии сахара, однако, при наличии щелочности в соках эта опасность уменьшается.

Употребление жидкой SO_2 . В виду отсутствия в жидкой SO_2 кислорода воздуха, т.е. элементов, обуславливающих окисление SO_2 , жидкая сернистая кислота не представляет тех неудобств, как газ, получаемый сжиганием серы в печах.

Жидкая сернистая кислота бесцветна, кипит при -10°C , под давлением 760 мм Hg. Температура ее кипения возрастает с давлением, что видно из нижеследующей таблицы:

Таблица 40.

Температура кипения O_2	Давление в атмосферах	Температура кипения O_2	Давление в атмосферах
— 10	1,00	+ 30	4,12
0	1,53	+ 40	6,15
+ 10	2,26	+ 50	8,16
+ 20	3,24		

Давление необходимое для поддержания SO_2 в жидком состоянии при температуре в 20°C около 3,4 атм., следовательно, давление на стенки сосуда не особенно велико. Так как один литр газообразной SO_2 при 0° и 760 мм весит 2,86 г, то 1 кг SO_2 даст 348 литров SO_2 , в виде газа при 0° и 760 мм. На воздухе SO_2 кипит, вызывая понижение температуры до -63° .

Доставляется жидкая SO_2 в баллонах по 100 кг и 300 кг. Баллоны делаются стальные. На заводах жидкая кислота иногда помещается в железных котлах (рис. 71), особенных неудобств это не вызывает, но некоторое разъединение стенок котла наблюдается (E. Saillard).

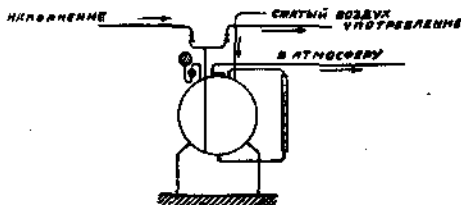


Рис. 71. Приемник жидкой SO_2 .

Установка снабжается водомерным стеклом для указания уровня, манометром и коммуникацией — для сжатого газа. Кислота вводится посредством особой для сего коммуникации, при чем конец трубки в котле доходит до дна. При пользовании по особой коммуникации кислота под давлением сжатого воздуха направляется в специальный приемник, внутри которого находится змеевик, обогреваемый паром на случай сильного охлаждения SO_2 при выпаривании. Из приемника SO_2 поступает в сульфитационные котлы.

Применение сульфитации. Вопрос о том, где применять сульфитацию — перед или после выпарки, является до сих пор еще не разрешенным. Главным возражением против применения сульфитации жидких соков, т.-е. после II сатурации, является указание на большое количество осадка, получаемого на выпарке, что влечет ее загорание и потому неизбежную ее чистку. Действительно, сульфит кальция мало растворим в сахарных растворах, еще менее в сиропах. Следовательно, с загоранием выпарки считается необходимо, но вряд ли нужно перед этим останавливаться. Если не замечается значительной разницы между сульфитированными соками и сульфитированными сиропами, с точки зрения их доброкачественности и способности к хорошей варке (иногда трудная варка устраняется только применением SO_2) то несколько иначе дело обстоит с цветностью их. Сульфитированные соки дают менее окрашенные сиропы и утфели, чем сульфитированные сиропы, что происходит от того, что действие SO_2 не моментальное. Оно продолжается и на выпарке, особенно в корпусах с менее плотными соками, но более горячими и это действие гораздо заметнее на выпарке, идущей за сульфитацией сока, чем на варке, идущей за сульфитацией сиропа.

Затем сернистая кислота разлагает карбонат с образованием сульфитов щелочных металлов. Так как щелочные карбонаты являются сильными патокообразователями и обуславливают увеличение окрашенности соков, тогда как, по опытам E. Saillard'a сульфиты в тех количествах, в которых они присутствуют в соках, не являются патокообразователями, то с точки зрения кристаллизации утфелей желательно их замещение и чем не раньше, тем лучше. Сульфитированные соки менее подвержены ферментации в последнем корпусе выпарки.

Получение SO_2 . При сгорании серы сернистый газ образуется по уравнению: $\text{S} + \text{O}_2 = \text{SO}_2$, т.-е. на 32 г S и 32 г O образуется 64 г SO_2 , а следовательно, при сгорании 100 кг S получится 200 кг SO_2 , т.-е.

$$\frac{100 \times 64}{32} = 200 \text{ кг.}$$

Так как удельный вес $\text{SO}_2 = 2,86$, то объем полученной сернистой кислоты займет: $200 : 2,86 = \text{около } 70 \text{ куб. м.}$

Эти 70 куб. м SO_2 входят в состав продуктов горения. Так как при 0° и 760 мм воздух состоит из 21% кислорода и 79% азота, то общее количество газа теоретически получилось бы:

$$\frac{70 \times 100}{21} = 333 \text{ куб. м.}$$

и в этом случае в газовой смеси содержание SO_2 составило бы максимум: около 21%.

Практически расход воздуха значительно больше, а потому и содержание SO_2 в газе значительно меньше теоретического, составляя всего 10—14% по объему всей смеси.

Отсюда газа в действительности получается:

$$\frac{70 \cdot 100}{10 \sim 14} \cong 700 - 500 \text{ куб. м.}$$

В среднем можно принять 600 куб. м на 100 кг S при содержании 12% SO_2 в смеси.

Расход серы может быть определен по количеству выделяемой извести. Если сок перед сульфитацией имеет щелочность 0,03, а после 0,01, то выделению подлежит 0,02% CaO в объемных единицах, а по весу при удельном весе сока $d = 1,06$ это составит $0,02 : 1,06 = 0,019\%$. Сок III сатурации имеется 120—125%; тогда при 125% сока удалению подлежит:

$$0,019 \times \frac{130}{100} = 0,024\% \text{ извести.}$$

При суточной переработке в 1000 т это дает:

$$\begin{aligned} 100 - 0,024 \\ 1000 - 0,24 \text{ т или } 240 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Для осаждения 240 кг CaO необходимое количество SO_2 определяется из уравнения:

$$\begin{array}{l} \text{CaO} + \text{SO}_2 = \text{CaSO}_3 \\ 56 + 64 = 120 \\ \text{следовательно:} \quad \left. \begin{array}{l} 56 - 64 \\ 240 - x \end{array} \right\} \text{отсюда } X = \frac{64 \cdot 240}{56} = 275 \text{ кг.} \end{array}$$

Если утилизация газа составляет 50%, то расход сернистой кислоты будет $275 : 0,5 = 550$ кг.

Так как в состав SO_2 сера входит в количестве 50%, то ее расход на образование 550 кг газа на 1000 т, выразится так:

$$\begin{aligned} 550 \times 0,5 = 275 \text{ кг на } 1000 \text{ т.} \\ \text{или} \quad \quad \quad 55 \text{ кг на } 1000 \text{ берк.} \end{aligned}$$

На 100 кг серы получается 600 куб. м газовой смеси, а на 275 кг получится:

$$\frac{600 \times 275}{100} = 1650 \text{ куб. м.}$$

или на 1000 берк.:

$$1650 : 5 = 330 \text{ куб. м.}$$

Если сульфитации подвергается жидкий сироп, количество которого можно принять в 50% по весу свеклы, расход извести определится на основании следующих данных.

Повышение щелочности от 0,02 до 0,01 дает 0,01% CaO.

Удельный вес сиропа $d = 1,2$.

По весу сиропа извести будет удалено:

$$0,01 : 1,2 = 0,008\%$$

Так как сиропа имеется по весу свеклы 50%, то извести будет удалено по весу свеклы:

$$\frac{0,008 \cdot 50}{1000} = 0,004\%$$

При переработке 1000 т в сутки удалению подлежит извести:

$$\begin{aligned} 100 - 0,004 \text{ т} \\ 1000 - 0,04 \text{ т. е. } 40 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Для осаждения 40 кг CaO потребуется SO₂

$$\frac{40 \times 64}{56} = 46 \text{ кг.}$$

Коэффициент использования газа примем = 0,5, тогда расход SO₂ = 46 : 0,5 = 92 кг, а серы при 50% ее содержания в SO₂, подлежит сжечь:

$$92 \times 0,5 = 46 \text{ кг на } 1000 \text{ т, а на } 1000 \text{ берк. } 46 : 5 = 9,2 \text{ кг,}$$

так как при сжигании 100 кг серы получается 600 куб. м газовой смеси, то при сжигании 9,2 кг получится:

$$\frac{600 \times 9,2}{100} = 55,2 \text{ куб. м.}$$

Методы сульфитации. В практике существуют следующие способы применения сульфитации.

Weisberg. — Сульфитации подвергаются фильтрованные, после I сатурации сока.

Иногда на II сатурацию одновременно применяют CO₂ и SO₂. Aulard сульфитирует до определенной кислотности диффузионный сок на холоду, затем нейтрализует известью до слабо-кислой реакции на фенолфталеин. В виду коллоидального характера осадка затруднена фильтрация. Подвергают сульфитации жидкий сироп, возвращаемый после фильтрации на следующий корпус выпарки. Сульфитации подвергают и густые сиропы, а иногда зеленые патоки, при этом котлы снабжаются мешалками.

Здесь же мы остановимся на способах очистки соков на заводах тростникового сахара. Nagloff — процесс. — После первой дефекозатурации, сок насыщается SO₂ до нейтральной реакции на лакмус или до кислой на фенолфталеин. Преимущество — дешевле, чем двойная дефекозатурация.

Применяется также двойная сатурация с последующей сульфитацией. De Naap — процесс. — На первой дефекозатурации известь в виде молока и сок поступают одновременно, так чтобы щелочность была 0,02. Когда прибавлено достаточно извести, нейтрализуют CO₂, а затем сульфитируют.

Процессы Баха. — Дефекованный сок поступает на выпарку. Полученный сироп обрабатывается 2—2,5 объемами CaO в 15° Bé на 100 объемов сиропа сульфитируется до кислой реакции на фенолфталеин. Теперь в измененном способе подкисление ведется после SO₂ фосфорной кислотой. Грязь на прессах промывается до 2—3% сахара.

IX. Выпаривание сока.

Законы выпаривания. Выпаривание имеет целью получение из очищенного сока сиропа в 30° Bé, содержащего около 50% сахара. Сгущение производится в особых аппаратах, работающих частью под разрежением, частью под давлением. Процесс выпаривания в основе своей опирается на следующие законы:

1. Вода всегда кипит при одной и той же температуре, при которой давление паров воды равняется внешнему давлению. С увеличением давления температура кипения поднимается и обратно, что становится понятным из того, что кипение

обуславливается пузырьками выделяющегося воздуха, который насыщается парами. Пузырьки воздуха поднимаются только в том случае, когда они обладают упругостью, могущею преодолеть внешнее на них давление. Воду, лишенную воздуха, трудно заставить кипеть, но ее можно заставить бурно кипеть, вводя небольшое количество воздуха в нее (опыт Гернез). Один пузырек воздуха является источником бесчисленного количества пузырьков насыщенного пара.

Отношение между температурой кипения чистой воды и внешним давлением установлено Regnault.

Для примера приведем следующую таблицу:

Таблица [41].

Абсолютное давление атмосферы	Температура кипения	Абсолютное давление атмосферы	Температура кипения
1	100,0	4	159,2
1,5	111,7	6	170,8
2	120,6	8	180,3
3	133,9	—	—

В практике давление определяется в действительных или эффективных атмосферах, т.е. на одну атмосферу ниже абсолютного давления (барометрического).

2. Растворы солей (сахара), при одинаковых условиях давления кипят всегда при более высоких температурах, но давление паров раствора остается такое же, как и для чистой воды.

По Regnault и Magnus, пар, выделяемый кипящим соляным раствором, является перегретым паром, поэтому ртутный термометр, омываемый паром, не показывает температуру пара, а температуру сконденсировавшейся дистиллированной воды. Если наблюдаются случаи увлечения частиц раствора, то термометр покажет температуру образовавшегося около шарика концентрированного раствора и эта температура будет значительно выше, чем для дистиллированной воды.

3. Пузырьки, обуславливающие кипение, образуются на месте соприкосновения горячей стенки с жидкостью. Для одного и того же внешнего давления и для одной и той же жидкости, чем глубже обогреваемая стенка, тем медленнее кипение. Однако, самые показания термометра на разной высоте мало отличаются друг от друга, так как температуры стремятся выравняться вследствие перемешивания жидкости.

4. Когда соединены два пространства при различных температурах, то происходит дистилляция паров от части с более высокой температурой к части с более низкой. Равновесие устанавливается только в том случае, когда давление пара будет соответствовать наименьшей температуре. Если пар непрерывно поступает, то равновесие никогда не может быть достигнуто. Этот принцип применяется в конденсаторе.

5. Теплота парообразования складывается из 2-х частей: а) из теплоты нагревания жидкости до температуры кипения $= q$; б) из скрытой теплоты парообразования r . По Regnault полная теплота парообразования:

$$\lambda = 606,5 + 0,305 t$$

или по Schüle:

$$\lambda = q + r.$$

Обратно — скрытая теплота = полной теплоте минус теплота нагрева.

6. Когда пар находится в контакте с водой, из которой он получается, то он называется насыщенным сухим, если не содержит капель воды, и мокрым, если содержит воду в суспензированном виде.

Если пар пропустить через перегреватель, то получим сперва насыщенный сухой пар, затем при дальнейшем нагреве — перегретый. Перегретый пар полу-

чается на насыщенного путем нагрева при том же давлении. В противоположность насыщенному пару нет фиксированного отношения между давлением и температурой перегретого пара. Таким образом перегретый пар в 3 атм. может иметь температуру: 160, 170, 180, 300° и др.

Количество выпариваемой воды. Если имеем по весу свеклы S кг сока с содержанием сахара $a\%$, а сироп получается с содержанием $b\%$, то количество сиропа X получится по формуле:

$$Sa = bx \text{ откуда } X = \frac{s \cdot a}{b}.$$

Если $S = 125\%$, $a = 12\%$, $b = 50\%$, то

$$X = \frac{125 \cdot 12}{50} = 30 \text{ кг.}$$

Следовательно, выпариванию подлежат:

$$W = S - x = S - \frac{S \cdot a}{b} \text{ кг воды}$$

или

$$W = S \left(1 - \frac{a}{b}\right);$$

при прежних значениях имеем:

$$W = 125 - 30 = 95 \text{ кг.}$$

Так как содержание сахара в соках пропорционально Bx , то можем написать следующее уравнение:

$$W = S \left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_2}\right),$$

где Bx_1 — брикс сока, а Bx_2 — брикс сиропа.

В круглых цифрах можно принять, что на 100 кг свеклы выпаривается 90 кг воды. Количество воды, выпариваемое на 100 кг сока, очевидно, составит:

$$\frac{100 \cdot 90}{125} = 76 \text{ кг.}$$

Выпарные аппараты. В самом начале возникновения сахарной промышленности выпаривание соков производилось в медных котлах, на голом огне, затем паром при помощи змеевиков, входящих в котел. Однако, такой способ выпаривания, помимо большого расхода топлива, был неудобен тем, что давал темно-окрашенный сироп вследствие того, что при высокой температуре сахар разлагался.

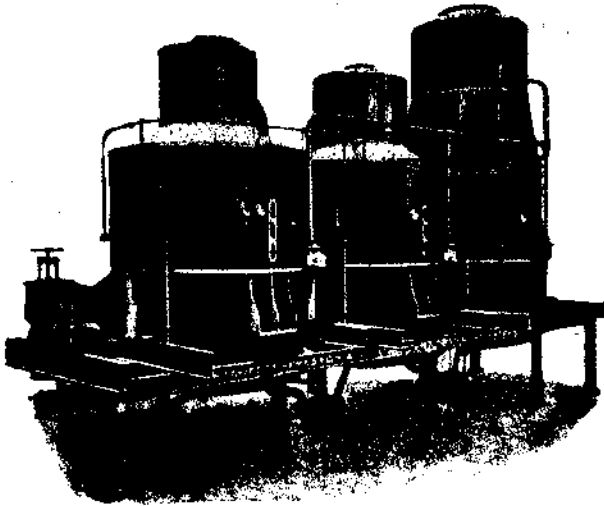


Рис. 72. Вертикальные выпарные аппараты.

Идея многократной утилизации пара принадлежит Рескегу, а первым изобретателем многокорпусного аппарата был Рильеу (Рилье). Несмотря на большую экономичность аппаратов они распространялись очень медленно, вследствие новизны и недоверия. Вместе с распространением аппаратов изменялась их конструкция и в настоящее время используются, главным образом, аппаратами двух типов: горизонтальными и вертикальными.

Вертикальные аппараты (рис. 72). Вертикальный аппарат Раберта представляет собой клепаный, герметически закрытый, вертикальный котел. Он состоит из 2-х частей — верхней и нижней царг, имеющих на краях фланцы,

которые соединяются болтами на прокладках. Нижняя часть перекрыта сверху и снизу решетчатыми перекрытиями, в отверстиях которых развальцованы трубы, имеющие диаметр внешний до 50 мм, внутренний до 46 мм, а высоту около 1,25—1,50 м. В верхней крышке имеется отверстие, заканчивающееся ловушкой. Размеры ловушки: высота около 1 м, диаметр около 0,75 м.

Во избежание выбрасывания сока во время кипения высота над трубками делается не менее 2 м. Самые размеры аппарата зависят от производительности его и могут быть высотой до 4,5 м, диаметр до 3 м. Внизу к цилиндру прикреплены лапы, помощью которых он опирается на балки. Аппарат снабжен необходимой арматурой—смотровыми окнами сзади и спереди для наблюдения за кипением сока, водомерным стеклом для указания уровня сока, термометром, вакуум-метром или манометром, вентилями: паровым, водным, наборными, спускными; масленкой, кранами. Отличительным признаком вертикальных аппаратов служит способ нагрева сока. При поступлении в паровую камеру пар обмывает трубки снаружи; сок внутри аппарата проходит сквозь трубки и при этом нагревается. Для циркуляции сока иногда в паровой камере делается в центре или сбоку труба большего диаметра.

Горизонтальные аппараты (рис. 73). Горизонтальные аппараты, системы Еллинека, представляют собой котел сундучной формы, склепанный из котельного железа.

Для прочности стенки котла укреплены прикрепленными полосами углового железа, боковые стенки стянуты анкерами, а передняя и задняя стенки соединены с боковыми помощью консолей. На одной трети высоты к каждой стенке примыкает чугунная паровая камера со

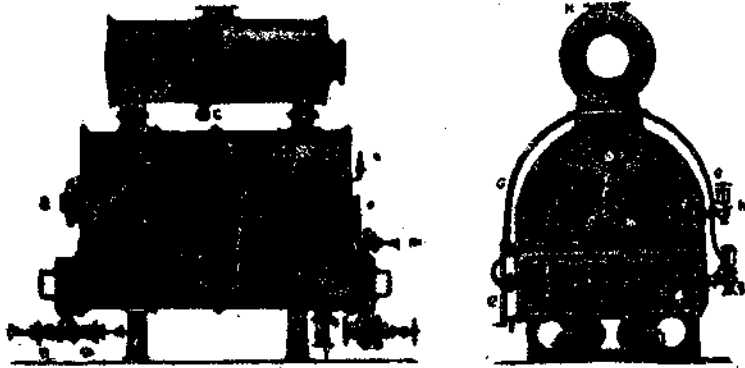


Рис. 73. Выпарной аппарат Еллинека.

съемными крышками, разделенная перегородками на несколько отделений. В передней и задней стенках аппарата имеются отверстия, выходящие в паровые камеры. В эти отверстия вставляются латунные трубки диаметром около 30 мм, толщина стенок 1,5 мм, длина трубок от 4—5 м. Для плотности на концы трубок надевают резиновые кольца, прижимаемые к стенкам особыми накладками. Число трубок зависит от производительности аппарата. Во избежание прогиба по длине трубки поддерживаются тремя вертикальными подпорками.

Расположение перегородок в паровых камерах таково, что пар, поступающий спереди в две камеры, выходит в отделения задних камер и по другому пучку трубок возвращается обратно к передней стенке, а отсюда еще раз, по третьему пучку трубок идет к задней стенке. Таким образом, пар делает по длине трубок три оборота, иногда два. По мере движения пар конденсируется, отдавая свое тепло трубкам; конденсационная вода отводится в автоматы. Несконденсировавшиеся газы из паровых камер стягиваются трубкой, соединенной с соковым пространством того же корпуса, несконденсировавшийся пар в водоотводчике поступает вместе с соковым паром в обогревательную камеру следующего аппарата.

Уровень сока в горизонтальных аппаратах не превышает 1 м. В верхней части аппарата имеются два отверстия, диаметром около 0,3 м, отводящие пар из аппарата в ловушку. Ловушка представляет собой закрытый цилиндр длиной около 2,5 м и диаметром 1,25 м. Внутри ловушка делится двумя дырчатými

перегородками на три части. Средняя часть несколько больше других, в ней делается отверстие для отвода пара в паровую камеру следующего корпуса. Из средней части трубкой скопившийся сок идет обратно в аппарат.

Надсоковое пространство практически менее 2 м не делается. Наружные размеры аппаратов бывают: длина до 5 м, ширина до 3 м и высота до 3 м. Аппарат обычно опирается на три чугунные подставки, лежащие на балках. Сок поступает в аппарат через вентиль, заполняет пространство между трубками и стоит немного выше их. Подводится сок спереди, отводится сзади через отверстие в дне аппарата. Пар обогревает трубки *изнутри*, поступаая в них из паровых камер.

Мнения относительно применения той или иной системы различны. Так сторонники горизонтальной выпарки указывают, что коэффициент теплопередачи для горизонтальных аппаратов на 15—20% выше, чем для вертикальных. Это объясняется тем, что в вертикальных аппаратах пар конденсируясь образует на внешней стороне трубок пленку конденсационной воды, толщина которой внизу увеличивается. Это явление понижает коэффициент теплопроводности, так как вода является плохим проводником тепла. На внутренней стороне трубок вследствие кипения сока образуются пузырьки воздуха, насыщенные паром. Слой этих пузырьков увеличивается снизу вверх. Так как пар, так же как и вода, является плохим проводником тепла, то это тоже понижающим образом влияет на коэффициент теплопередачи. Подобные явления в горизонтальном аппарате отсутствуют. Кроме того, в горизонтальном аппарате большое удобство представляет возможность вынимать для чистки трубки и контролировать их прочность.



Рис. 74. Выпарной аппарат Кестнера.

Сторонники вертикальных аппаратов указывают, что при невысоком слое жидкости, коэффициенты теплопередачи для обеих систем одинаковы, но, считаясь с простотой конструкции, менее благоприятными условиями для отложения инкрустация на трубках, экономии в расходе на резиновые кольца, они отдают предпочтение вертикальным аппаратам.

Аппарат Кестнера (рис. 74). В настоящее время на сахарных заводах начинают находить распространение так называемые струйчатые выпарные аппараты Кестнера. Устройство их основывается на следующих явлениях:

- 1) На всплывании жидкости тонким слоем, что обуславливается быстрым движением пузырьков пара в виде сплошных струек, увлекающих частицы жидкости, когда упругость пара в состоянии преодолеть силу тяжести и сцепления частиц.
- 2) На четкообразном движении, когда пузырьки пара и жидкости чередуются между собою, что происходит в том случае, если упругость пара недостаточно велика, чтобы пузырьки могли бы образовать сплошную струю.

- 3) На сползании жидкости вместе с паром вниз, что обуславливается скоростью движения жидкости вниз и незначительностью энергии пара.

Аппарат Кестнера представляет собой склепанный из железа цилиндр диаметром в 1 м и высотой около 8 м. Сверху и снизу наглухо приклепаны перекрытия, с отверстиями для стальных труб. Трубы имеют диаметр около 35 мм, толщину стенки около 2 м, длину около 7 м. Трубы в отверстиях развальцовываются; число их зависит от производительности аппарата. Внизу аппарата имеется днище на фланцах. Между концами трубок и днищем находится пространство, куда поступает сок для выпаривания. Сверху аппарата находится цилиндр диаметром 2 м и высотой 2 м, закрываемый сверху чугунной крышкой.

Внутри цилиндра находится сепаратор, отделяющий сок от пара. Внизу сбоку, на некоторой высоте, над нижними концами трубок вводится пар, обогревающий трубки снаружи. На высоте $\frac{1}{3}$ аппарата к нему прикреплены 4 лапы, которыми он опирается на железные балки. Аппарат располагается так, что часть его находится над полом, а часть под полом второго этажа. Сок поступает в нижнюю часть аппарата, входит внутрь трубок, закипает и вследствие образующихся пузырьков пара и разности давлений в двух смежных корпусах выбрасывается в сепаратор. Сок, ударяясь в лопасти, расположенные по винтовой линии, под влиянием центробежной силы отбрасывается в сторону, собирается на дне цилиндра и отводится в следующий аппарат, а соковые пары собираются в сепараторе и из него идут в следующий корпус. Конденсационная вода из обогреваемой камеры отводится **автоматически**.

Отличительными чертами работы аппарата Кестнера являются:

- 1) большая скорость движения сока, что способствует увеличению коэффициента теплопередачи;
- 2) большая скорость препятствует образованию инеустаян, что также благоприятно для теплопередачи, чистка аппарата производится после окончания производства.
- 3) большая скорость дает возможность работать при более высоких температурах, не опасаясь карамелизации сахара.

Благодаря тому, что в аппаратах Кестнера можно вести выпаривание сока при более высокой температуре, чем обыкновенно, имеется возможность установки выпарной станции без конденсации.

Аппарат Lillie (рис. 75). Аппарат Lillie принадлежит к типу оросительных аппаратов или, как их называют, пленочных. В этого типа аппаратах сок стекает по поверхности трубок и не задерживается в корпусе аппарата. Он состоит из горизонтального цилиндра, внутри которого находятся горизонтальные трубки для нагрева. Сок распределяется сверху по поверхности трубок тонкой пленкой. Подача сока производится центробежным насосом при каждом корпусе. В следующий корпус сок проходит не ранее, чем он несколько раз обернется в предыдущем корпусе.

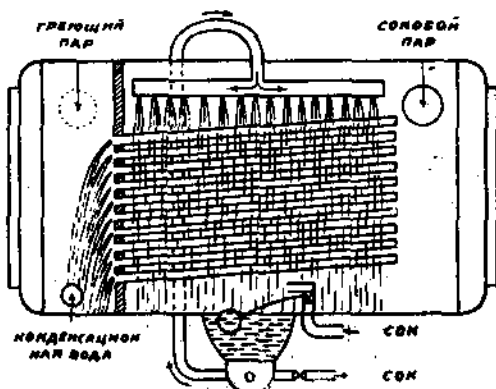


Рис. 75. Выпарной аппарат Lillie.

К преимуществам этого аппарата необходимо отнести отсутствие гидростатического давления, вызывающего повышение температуры кипения сока. Следовательно, в аппарате Lillie мы имеем максимум падения температур. Хорошая циркуляция сока и максимум падения температур обуславливают большую испарительную способность на кв. м/час.

Выпарная станция. Соединение в одно целое нескольких выпарных аппаратов составляет выпарную станцию. Устройство многократной выпарной станции схематически таково (рис. 74 и 76). В закрытый котел, называемый 1-м корпусом, снабженный трубчатой обогревательной камерой A_1 , по трубе поступает сок. В обогревательную камеру поступает греющий пар. В греющей камере пар конденсируется и отдает свою скрытую теплоту раствору, который закипает и дает вторичный пар более низкого давления по сравнению с греющим паром. Конденсат из камеры A_2 идет в имеющийся для каждого корпуса автомат, а оттуда в общий сборник. Несконденсировавшийся пар уходит из автомата по специальной вытяжной трубке. Из надсокового пространства B_1 первого корпуса вторичный пар через ловушку идет в обогревательную камеру второго корпуса.

Таким образом, вторичный пар I корпуса является первичным греющим паром для II корпуса. Конденсируясь в паровой камере II корпуса этот пар дает некоторое количество вторичного пара еще более низкого давления. Из паровой камеры II корпуса A_2 конденсационные воды поступают в автомат, сок из II корпуса переходит в соковое пространство III корпуса, а вторичный пар из надсокового пространства B_2 идет в греющую камеру III корпуса. Необходимым условием передачи тепла в каждом корпусе является наличие некоторой разницы температур греющего пара и кипящего сока, а следовательно, и давлений. Таким образом, для возможности выпаривания необходимо падение давления от первого корпуса к последнему. Давление вторичного пара в I корпусе должно быть более такового во II, а во II более, чем в III и т. д. Эта разность создается путем разрежения в последнем корпусе или при наличии избыточного давления в I корпусе; иногда же комбинацией обоих этих условий.

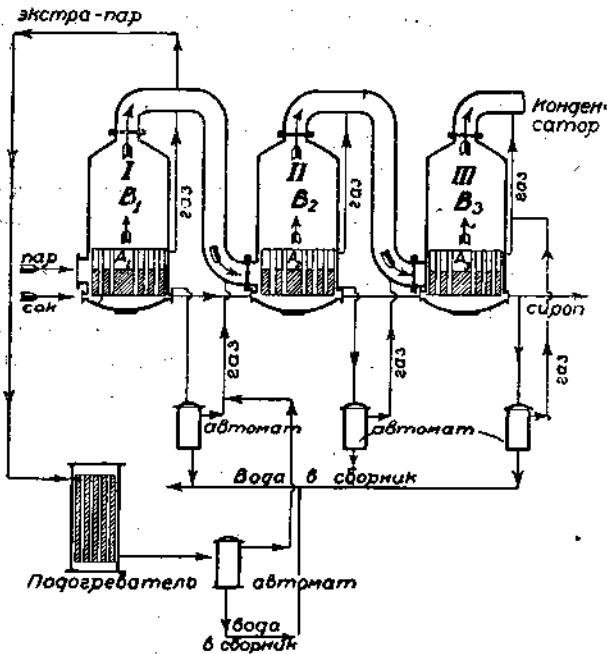


Рис. 76. Схема выпарной станции.

Так как с повышением давления возрастает температура, что может привести к разрушению сахара, то, в I корпусе не должно быть $> 125^\circ$. Необходимое падение давления создается разрежением в последнем корпусе помощью воздушного насоса.

Таким образом из последнего корпуса вторичный пар поступает на конденсатор, где сгущается идущей навстречу холодной водой. Хотя число корпусов на выпарке могло бы быть значительным, однако, практически, свыше 5—6 корпусов не ставят, что обуславливается тем, что при дальнейшем использовании пара, экономия достигается незначительная, а оборудование становится дорогим.

Первый корпус выпарки обогревается мягким паром; в случае недостачи мягкого пара, в него вводится острый, который редуцируется до давления, одинакового с давлением мягкого пара. Однако, на сахарных заводах употребляется другая комбинация. Перед первым корпусом устанавливается добавочный корпус, так называемый нуль-корпус. Нуль-корпус обогревается исключительно острым паром. Сок на выпаривание поступает в „0“ корпус; вторичный пар „0“ корпуса имеет давление равное таковому мягкого пара. В этом случае они могут быть смешаны и введены в обогревательную камеру первого корпуса. При такой системе обогрева получается то преимущество, что „0“ корпус, заменяющий редуцирующий вентиль, выпаривая раствор, усиливает действие выпарного аппарата.

По отношению к выпариваемому соку многокорпусный аппарат является многократным испарителем, давая возможность при затрате греющего пара в одном только первом корпусе несколько раз использовать его скрытую теплоту парообразования в последующих корпусах. Но, помимо выпаривания сока на заводах стремятся как можно шире использовать вторичный пар из отдельных корпусов выпарки для целей обогрева отдельных станций по заводу, что эко-

номически является, конечно, выгодным, так как на вторичный или соковой пар расходов фактически никаких не происходит. Отбираемый с выпарки на сторону соковой пар называется экстра-паром. Экстра-пар по ответвлениям от основных труб сокового пара подводится в обогреваемый им аппарат. Конденсат идет в автомат, а несконденсировавшийся пар из автомата поступает в паровую трубу для сокового пара следующего корпуса. Благодаря тому, что в разных корпусах существуют разные давления, многокорпусная выпарка дает возможность широкого выбора более подходящего пара.

Пуск в ход батареи производится следующим образом:

- 1) Пускают в ход воздушный насос и конденсатор.
- 2) Открывают краны для несконденсировавшихся газов на каждом корпусе и пускают в ход насос для конденсационных вод, таким образом получается во всех корпусах одинаковое разрежение.
- 3) Пускают в ход насос для сока I корпуса и заставляют сок проходить в следующие корпуса, открывая краны на коммуникации.
- 4) Пускают греющий пар в „0“ корпус и мятый пар в I корпус.

Кипение происходит вначале в „0“ корпусе и в I корпусе, затем последовательно в остальных, в то же время разрежение уменьшается от последнего корпуса к первому.

5) Когда плотность сиропа в последнем корпусе достигнет желаемой величины, пускают в ход насос для стягивания сока.

6) Пускают соковой пар на нагрев.

С этого момента регулируют приток сока и откачку сиропа, чтобы работа шла нормально.

Перед пуском аппараты должны быть испробованы на герметичность гидравлически при давлении около 2-х атмосфер. Для нормальной работы выпарки, необходимо достаточное количество сока во всех аппаратах. Обычно в вертикальных аппаратах сок не покрывает трубок полностью, а только на $\frac{1}{3}$ высоты, а в горизонтальных стоит на 200—400 мм выше уровня трубок. Не следует также допускать в аппаратах бурного кипения сока, так как в этом случае замечается увлечение сахара с соковыми парами. Для уменьшения кипения применяются растительные и минеральные масла, которые в небольших количествах вводятся через масленки. Поступление острого и мятого пара должно быть в соответствии с наличием поступающего сока на выпарку. Для успешности работы также необходимо своевременное и полное удаление конденсата и несконденсировавшихся газов.

Химизм выпарки. Выпаривание жидких соков является процессом физическим, однако оно сопровождается различными химическими явлениями, как падение щелочности и выпадение осадков.

Падение щелочности на выпарке является крайне важным фактом для производства, так как с ним связаны возможные потери сахара. В насыщенном соке находятся азотистые соединения, частью перешедшие непосредственно из свежлы, частью являющиеся продуктом распада растворимых белков: гликоколь, лейцин, аспарагин, глутамин и др. Так как в соке имеется известковая щелочность, то начавшиеся процессы разложения на дефекации здесь продолжают. Амиды распадаются на аммиак и кислоты, аммиак улетучивается, кислоты же соединяются с известью и щелочами.

При нейтрализации щелочей кислотами, конечно, происходит уменьшение щелочности. Выделение аммиака при разложении амидо-соединений также способствует падению щелочности. Выделение аммиака начинается на дефекации и затем продолжается на выпарке. Отсюда понятно, чем тщательней и энергичней ведут дефекацию, тем в меньшей степени эти процессы идут на выпарке. На щелочность соков влияние оказывают также безазотистые вещества. Инвертный сахар при правильной дефекации разлагается вполне, но все-таки продукты его распада могут попадать с соком на выпарку. При кипячении могут получиться

апоглициновая, уксусная и муравьиная кислоты. Все они обладают кислым характером и могут связывать щелочи, чем обуславливается исчезновение щелочности.

В некоторых случаях при ненормальных условиях работы выпарки (задержка в производстве) возможно разложение сахарозы вследствие перегрева на вещества кислотного характера или путем гидролиза на инвертный сахар подвергающийся дальнейшему разложению. В том и другом случаях происходит исчезновение щелочности. Кислоты, образующиеся при выпаривании, присутствуют в виде известковых и щелочных солей, часть из них нерастворимы, выпадают в осадок, другая находится в растворе. При наличии в растворе углекислых солей происходит обменное разложение, вследствие чего в осадке получим углекислый кальций, а в растворе — щелочные соли кислот. Удаление углекислой щелочи также ведет к исчезновению щелочности. Выделяющийся углекислый кальций может вызвать помутнение соков. Отсюда понятна правильность работы по очистке соков, так как все эти реакции обменного разложения имеют место на дефеко saturации.

Вспенивание соков. В некоторых случаях замечается особенно сильное вспенивание соков. Для устранения этого явления прибавляются жиры, вследствие этого сначала происходит образование щелочного мыла, а затем в результате обменного разложения получаются известковые мыла, которые отлагаются вместе с осадком на нагревательных трубках.

Инкрус тации. Кислоты свекловичного сока и кислоты, получившиеся в процессе распада на станции очистки, могут отчасти переходить в раствор в виде известковых солей: щавелевая, яблочная, лимонная, винная, глутаровая и др., а также, серная, сернистая, углекислота и др. Вследствие изменения концентрации раствора при выпаривании изменяются и условия растворимости этих солей, почему они выделяются в осадок.

Щавелевая кислота в незначительных количествах присутствует в растворе в виде кальциевой соли, растворимость которой с увеличением содержания сахара уменьшается, вследствие чего на выпарке она выделяется в осадок, составляя главную часть инкрустации, как это видно из приводимого анализа накипи:

щавелево-кислый кальций	64,24 ⁰ / ₀
сернокислый	1,53 ⁰ / ₀
окись железа	2,90 ⁰ / ₀
песок	2,10 ⁰ / ₀
сжигаемые вещества	29,23 ⁰ / ₀

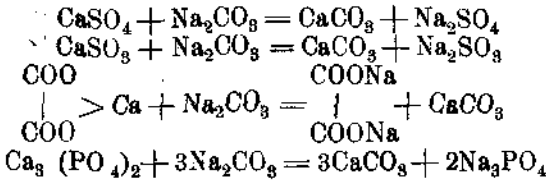
Выпадение щавелевокислого кальция увеличивается с плотностью сиропа, так во II корпусе его было найдено 7,11⁰/₀, а в III — 37,63⁰/₀. Присутствие щавелевокислого кальция в растворе обуславливается некоторой растворимостью его при обыкновенной температуре в сахарных растворах, содержащих СаО, а также способностью углекислого кальция удерживать щавелевую кислоту в растворе. В инкрустации были найдены соли меди, цинка и свинца, что объясняется растворением этих металлов с трубок и внутренней окраски корпусов.

На отложение инкрустации влияют:

- 1) качество применяемой извести,
- 2) свойство топлива для известковой печи,
- 3) количество извести задаваемой на дефекацию,
- 4) степень газования,
- 5) тщательность фильтрации,
- 6) степень концентрации сиропа,
- 7) качество применяемой на диффузии воды.

Очистка выпарки. Осадок на нагревательных трубках представляет собой твердый и крепкий слой накипи, который утолщаясь уменьшает коэффициент теплопередачи, вследствие чего производительность выпарки значительно

сокращается, что конечно, должно отразиться на переработке завода. Во избежание всего этого накипь с трубок необходимо удалять. В виду плотности структуры накипи и трудности выполнения очистки во время производства обычно пользуются не механическими, а химическими способами очистки. Только после производства применяются оба рода очистки. Главными реактивами для очистки выпарки являются сода и соляная кислота. Содовый раствор готовится крепостью около 10%. Кипячение продолжается около 12—16 час. В течение этого времени накипь от действия соды разрыхляется вследствие разлагающегося действия соды. Так как в инкрустациях присутствуют, главным образом, известковые соединения углекислоты, серной, сернистой, щавелевой и фосфорной кислот, то действие соды происходит по уравнениям:



После варки с содой раствор спускается, и аппарат набирается водой к которой прибавляется соляная кислота в количестве не более 10%. Бываривание с соляной кислотой производится около 3 часов и по возможности при низкой температуре во избежание разрушающего действия соляной кислоты на латунные трубки. Действие соляной кислоты заключается в переводе нерастворимых кальциевых солей в растворимый хлористый кальций. После бываривания раствор соляной кислоты спускается в канаву, а выпарка набирается чистой водой и кипятится еще в течение часа. Спустивши воду через выпарку, просасывают воздух для удаления водорода, образующегося при воздействии соляной кислоты на латунные или стальные трубы.

Отвод ретурных вод. Одним из условий нормальной работы выпарки является регулярный отвод конденсационных вод, для чего внизу обогреваемого аппарата имеются специальные трубы. Ретурные воды удаляются помощью насоса или иным путем, в зависимости от того, отводятся ли воды под давлением или разрежением. В первом случае, если давление не особенно велико, можно для этого пользоваться обратным сифоном, открытый конец которого погружен в приемник. Для правильности действия сифона необходимо только, чтобы сопротивление, оказываемое трубопроводом, превышало сопротивление паров при выходе. В этом случае пара утилизируется полностью. Для отвода ретурных вод употребляются также автоматы или конденсационные горшки различной конструкции.

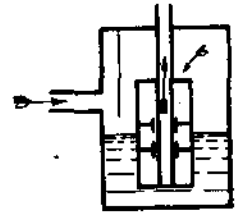


Рис. 77. Автомат.

Для примера опишем действие „немецкой бутылки“ (рис. 77). Она состоит из закрытого цилиндрического ящика, в котором находится опрокинутый колокол. В колоколе помещается труба для отвода конденсата. Ретурные воды поступают в ящик и по принципу плавающих тел поднимают колокол, который поднимаясь закрывает отверстие выводной трубы. Когда конденсата набирается столько, что он будет переливаться через край колокола, последний наполняется водой, опускается под ее тяжестью и открывает отверстие выводной трубы, через которую ретурные воды давлением пара будут удалены. Для правильного действия несконденсировавшиеся газы из верхней части автомата должны отводиться. Из автомата конденсационные воды идут в сборник.

Различают следующие конденсационные воды:

1) Ретурные воды острого и мятого пара. Они имеют температуру выше 100° и во избежание вскипания поступают в закрытый сборник ретурных вод. Сборник во избежание потерь тепла через лучеиспускание изолируется войлоком

и обивается деревом. Эти сборники помещаются обычно в котельной и соединяются с питательным сборником, откуда вода идет для питания паровых котлов. Размер сборника—длина 1,5 м, диаметр—0,75 м.

2) Вода, получающаяся при конденсации соковых паров, называется аммиачной. Эти воды поступают в сборник аммиачной воды, который делается открытым, так как температура аммиачных вод ниже 100°.

Размер сборника около $2 \times 1,5 \times 1$ м. Аммиачная вода расходуется частично на питание паровых котлов, частью на приготовление известкового молока, на мойку салфеток и другие заводские нужды.

Отвод газов. Для правильной работы выпарки существенным является отвод несконденсировавшихся газов из паровых камер. Обычно из верхней обогревательной камеры идет труба в надсоковое пространство следующего корпуса, иногда непосредственно в общий конденсатор, в некоторых же случаях для несконденсировавшихся газов устанавливается особый конденсатор небольшой. Газы состоят, главным образом, из аммиака и иногда из углекислоты. При отводе газов трубки должны быть незначительного диаметра, так как с газами всегда уходит часть пара.

Расчет выпарной станции. Сущность расчета выпарной станции сводится:

- 1) к выбору такой системы, где бы:
 - а) расход греющего пара был бы минимальным,
 - б) кратность выпарки тоже была бы минимальной при соблюдении первого условия (а),
 - в) отбор сокового пара (э-пара) на обогрев отдельных станций, по заводу был бы рационален, т.е. отвечал бы требованиям производства и пунктам а и б;
 - 2) определению поверхности нагрева для каждого корпуса.
- Рассмотрим каждый из этих вопросов.

Минимальный расход пара.

Для определения минимального расхода греющего пара воспользуемся обычным тепловым балансом выпарки, при этом условимся вкладывать следующее содержание в принятые обозначения:

D_0 —количество острого пара, идущего в I корпус. (—Ork)

λ_0 —полная теплота острого пара,

T_0 —температура острого пара,

R —количество ретурна, добавляемого в один из корпусов выпарки.

$\varepsilon_1; \varepsilon_2; \varepsilon_3$ и т. д.—количество э. пара, отбираемого из I, II, III и т. д.

корпусов выпарки,

S_0 —начальное количество сока,

C_0 —его теплоемкость,

t_0 —его температура,

$S_1; S_2; S_3$ и т. д.—количество сока из I, II, III и т. д. корпусов выпарки,

$C_1; C_2; C_3$ и т. д.—их теплоемкость,

$t_1; t_2; t_3$ и т. д.—температура,

$n_1; n_2; n_3$ и т. д.—порядковый номер корпусов выпарки,

$d_1; d_2; d_3$ и т. д.—количество пара, идущего на обогрев из I во II корпус

из II в III и т. д.

τ_0 —температура конденсата острого пара

$\tau_1; \tau_2; \tau_3$ и т. д.—температура конденсата паров из I, II, III и т. д. корпусов.

$P_1; P_2; P_3$ и т. д.—потери тепла в калориях из I, II, III и т. д. корпусов выпарки, куда входят потери:

- 1) от лучеиспускания, 2) от перегрева сокового пара, 3) от преодоления трения в паропроводе, 4) от давления вышележащих слоев раствора, 5) от пре-

одоления молекулярных сил сцепления и б) связанного с этим падения упругости паров.

Для составления общего теплового баланса для всей выпарной станции с n корпусами необходимо просуммировать тепловые балансы по отдельным корпусам.

Последние же могут быть составлены следующим образом;

Приход тепла.

I корпус.

- 1) с греющим паром $= D_0 \lambda_0$
- 2) с соком $= S_0 C_0 t_0$.

Расход тепла.

- 1) На образование пара при температуре кипения сока:
 - а) часть пара, идущая во II корпус $= d_1 \lambda_1$;
 - б) часть пара, идущая на обогрев других станций завода—э.пара $= \varepsilon_1 \lambda_1$;
- 2) потери в конденсате $= D_0 \tau_0$;
- 3) уходит с соком во II корпус $= S_1 C_1 t_1$,
- 4) общие потери в I корпусе $= P_1$.

Уравнение баланса получится

$$D_0 \lambda_0 + S_0 C_0 t_0 = d_1 \lambda_1 + \varepsilon_1 \lambda_1 + S_1 C_1 t_1 + D_0 \tau_0 + P_1 \dots \dots \dots (I)$$

Аналогично составляем уравнение теплового баланса для II корпуса, куда поступает ретур в количестве R кг.

$$d_1 \lambda_1 + R \lambda_1 + S_1 C_1 t_1 = d_2 \lambda_2 + \varepsilon_2 \lambda_2 + S_2 C_2 t_2 + d_1 \tau_1 + R \tau_1 + P_2 \dots \dots \dots (II)$$

Для третьего:

$$d_2 \lambda_2 + S_2 C_2 t_2 = d_3 \lambda_3 + \varepsilon_3 \lambda_3 + S_3 C_3 t_3 + d_2 \tau_2 + P_3 \dots \dots \dots (III)$$

Для $n-1$ корпуса:

$$d_{n-2} \lambda_{n-2} + S_{n-2} C_{n-2} t_{n-2} = d_{n-1} \lambda_{n-1} + \varepsilon_{n-1} \lambda_{n-1} + S_{n-1} C_{n-1} t_{n-1} + d_{n-2} \tau_{n-2} + P_{n-1} (n-1)$$

Для n корпуса, откуда отбор э-пара не имеет места:

$$d_{n-1} \lambda_{n-1} + S_{n-1} C_{n-1} t_{n-1} = d_n \lambda_n + S_n C_n t_n + d_{n-1} \tau_{n-1} + P_n \dots \dots \dots (n)$$

Сведем полученные результаты:

- I корпус $D_0 \lambda_0 + S_0 C_0 t_0 = d_1 \lambda_1 + \varepsilon_1 \lambda_1 + S_1 C_1 t_1 + D_0 \tau_0 + P_1$.
- II корпус $R \lambda_1 + d_1 \lambda_1 + S_1 C_1 t_1 = d_2 \lambda_2 + \varepsilon_2 \lambda_2 + S_2 C_2 t_2 + d_1 \tau_1 + R \tau_1 + P_2$]
- III корпус $d_2 \lambda_2 + S_2 C_2 t_2 + d_3 \lambda_3 + \varepsilon_3 \lambda_3 + S_3 C_3 t_3 + d_2 \tau_2 + P_3$
- $n-1$ корпус $d_{n-2} \lambda_{n-2} + S_{n-2} C_{n-2} t_{n-2} = d_{n-1} \lambda_{n-1} + \varepsilon_{n-1} \lambda_{n-1} + S_{n-1} C_{n-1} t_{n-1} + d_{n-2} \tau_{n-2} + P_{n-1}$
- n корпус $d_{n-1} \lambda_{n-1} + S_{n-1} C_{n-1} t_{n-1} = d_n \lambda_n + S_n C_n t_n + d_{n-1} \tau_{n-1} + P_n$.

Просуммируем:

$$D_0 \lambda_0 + R \lambda_1 + S_0 C_0 t_0 = d_n \lambda_n + \Sigma \varepsilon \lambda + S_n C_n t_n + D_0 \tau_0 + R \tau_1 + \Sigma d_{n-1} \tau + \Sigma P \dots \dots \dots (IV)$$

Произведем следующие преобразования:

$$S_n = S_0 - \Sigma d_{(n-1)} - d_n - \Sigma \varepsilon \dots \dots \dots (V)$$

$$S_n C_n t_n = [S_0 - \Sigma \varepsilon - \Sigma d_{(n-1)} - d_n] C_n t_n \dots \dots \dots (VI)$$

Уравнение VI может быть преобразовано (Расчет многокорпусного выпарного аппарата проф. И. А. Тищенко) следующим образом:

$$S_n C_n t_n = [S_0 C_0 - \Sigma \varepsilon - \Sigma d_{(n-1)} - d_n] t_n = S_0 C_0 t_n - \Sigma \varepsilon t_n - \Sigma d_{(n-1)} t_n - d_n t_n \dots \dots \dots (VII)$$

Подставляя это выражение в уравнение IV, получим после соответствующих преобразований:

$$D_0 (\lambda_0 - \tau_0) + R (\lambda_1 - \tau_1) = d_n (\lambda_n - t_n) + \Sigma \varepsilon (\lambda - t_n) + S_0 C_0 (t_n - t_0) + \Sigma d_{(n-1)} (\tau - t_n) + \Sigma P \dots \dots \dots (VIII)$$

Разделим обе части уравнения на $(\lambda_0 - \tau_0)$.

Тогда:

$$D_0 + R \frac{\lambda_1 - \tau_1}{\lambda_0 - \tau_0} =$$

$$= d \frac{\lambda_n - t_n}{\lambda_0 - \tau_0} + \sum \varepsilon \frac{\lambda - t_n}{\lambda_0 - \tau_0} + S_0 C_0 \frac{t_n - t_0}{\lambda_0 - \tau_0} + \sum d_{(n-1)} \frac{\tau - t_n}{\lambda_0 - \tau_0} + \frac{\sum P}{\lambda_0 - \tau_0} \quad (\text{IX})$$

Для упрощения уравнения и его большей ясности сделаем следующие допущения:

1. Примем отношения:

$$\frac{\lambda_1 - \tau_1}{\lambda_0 - \tau_0} = \frac{\lambda_n - t_n}{\lambda_0 - \tau_0} = \frac{\lambda - \tau_n}{\lambda_0 - \tau_0} = 1,$$

что практически вполне допустимо, так как ошибка не превосходит 0,07 (для IV корп. $\frac{560}{525} = 1,07$).

Величина $S_0 C_0 \frac{t_n - t_0}{\lambda_0 - \tau_0}$, как это не трудно видеть, представляет собою ту экономию пара, которая получается от явления самоиспарения.

При чем, эта величина в зависимости от температуры поступающего в I корпус сока будет различна и ее абсолютная величина равна, больше или меньше нуля (≥ 0) т.е.

$$S_0 C_0 \frac{t_n - t_0}{\lambda_0 - \tau_0} \geq 0.$$

Величина $\frac{\sum P}{\lambda_0 - \tau_0}$ показывает расход пара на компенсацию тепловых потерь которые всегда имеют место в большей или меньшей степени.

Выражение $\sum d_{(n-1)} \frac{\tau - t_n}{\lambda_0 - \tau_0}$ представляет собою потери в конденсате, именно ту часть, которая получается от того, что температура конденсата выше температуры кипящего сока.

Для упрощения расчета мы примем, что величина

$$S_0 C_0 \frac{t_n - t_0}{\lambda_0 - \tau_0} = \sum d_{(n-1)} \frac{\tau - t_n}{\lambda_0 - \tau_0} + \frac{\sum P}{\lambda_0 - \tau_0}$$

т.е. экономия в расходе пара от явления самоиспарения компенсируется расходом пара на покрытие потерь.

При повторном более точном расчете величины эти точно так же, как и отношения $\frac{\lambda_1 - \tau_1}{\lambda_0 - \tau_0} = 1$ и т. д. должны быть приняты во внимание.

При этих допущениях имеем:

$$D_0 + R = \sum \varepsilon + d_n \dots \dots \dots (X)$$

На какой бы корпус ретур не давался, он все же обуславливает определенный отбор пара из котельной, поэтому мы обозначим общий расход пара из котельной на выпарку через

$$\sum D = D_0 + R$$

и окончательно имеем

$$\sum D = \sum \varepsilon + d_n \dots \dots \dots (XI)$$

т.е. расход пара на выпарку равняется количеству отбора э.-пара плюс количество пара, идущего на конденсатор.

Если $d_n = 0$, т.е. выпарка не дает на конденсатор пара, то минимальный расход пара обуславливается для выпарки без конденсатора отбором э.-пара на обогрев отдельных станций завода т.е.

$$\sum D = \sum \varepsilon.$$

Если допустить, что $\Sigma \varepsilon = 0$, т. е. отсутствует отбор э.-пара, то расход острого пара будет равен:

$$\Sigma D = d_n,$$

т. е. количеству пара, идущему на конденсатор.

Ясно, что в последнем случае, чем больше кратность выпарки, тем меньше расход греющего ее первый корпус пара, так как

$$\Sigma D = \frac{w}{n},$$

где w — количество выпариваемой воды на выпарке,

n — кратность выпарки.

В данном случае мы имеем общезвестный вывод: многократность выпарки уменьшает расход пара.

Так ли это для случая, когда $\Sigma D = \Sigma \varepsilon + d_n$?

Ответ на этот вопрос мы получим при совместном рассмотрении вопросов о расходе греющего пара на выпарку и количестве воды и э.-пара, получаемых с каждого корпуса.

II. Минимальная кратность выпарки.

При принятых нами допущениях расчетным уравнением во втором случае может служить классическое и крайне простое уравнение *Classen'a*.

n корпус	x
$n-1$ "	$x + a$
$n-2$ "	$x + a + b$
$n-3$ "	$x + a + b + c$
II корпус	$x + a + b + c + \dots + p$
I корпус	$x + a + b + c + \dots + p + q - R$

$$\text{Суммируем} \quad nx + (n-1)a + (n-2)b + \dots + 2p + q - R = W \quad (\text{XIV})$$

Здесь x — количество э.-пара, идущего на конденсатор с последнего корпуса.
 $a; b; c \dots p; q$ — количество э.-пара, отбираемого с соответствующих корпусов
 R — количество добавляемого ретура во II корпус
 W — все количество воды, выпариваемое на выпарке

Преобразуем это уравнение, получим:

$$n[x + a + b + c + \dots + p + q] - [a + 2b + 3c + \dots + (n-2)p + (n-1)q] = W + R \quad (\text{XV})$$

обозначая: $[a + 2b + 3c + \dots + (n-2)p + (n-1)q] = \Sigma \varepsilon$

и $[x + a + b + c + \dots + p + q] = x + \Sigma \varepsilon$

и определяя n , находим:

$$n = \frac{W + \Sigma \varepsilon + R}{\Sigma \varepsilon + x}, \quad (\text{XVI})$$

кроме того, имеем $\Sigma D = \Sigma \varepsilon + d_n$.

Нетрудно видеть, что при решении системы этих уравнений необходимо принять $d_n = x$, т. е. $\Sigma D = \Sigma \varepsilon + x$;
 подставляя $x + \Sigma \varepsilon = \Sigma D$ в уравнение (XVI),

$$\text{имеем } n = \frac{W + \Sigma \varepsilon + R}{\Sigma D} \text{ или } n = \frac{W + R}{\Sigma D} + \frac{\Sigma \varepsilon}{\Sigma D} \quad (\text{XVII})$$

Физическое значение величины $\Sigma \varepsilon$ понятно из самого уравнения; оно представляет суммарное количество недовыпаренной воды по корпусам вследствие отбора э.-пара.

Если отбор э.-пара будет произведен с последнего корпуса, т.-е., если $\frac{\Sigma a}{\Sigma D} = 0$, то имеем

$$n = \frac{W + R}{\Sigma D} \dots \dots \dots (XVIII)$$

т. е. ретур, даваемый в промежуточные корпуса, способствует увеличению кратности выпарки.

Если в промежуточные корпуса ретура не добавляется, а он дается на I корпус

$$\text{то } n = \frac{W}{\Sigma D} \dots \dots \dots (XIX)$$

Следовательно, минимальная кратность выпарки равна отношению всего количества снимаемой с выпарки воды к общему расходу пара на нее.

При отсутствии отбора э.-пара наименьшая кратность выпарки равна отношению суммарного количества выпариваемой воды к количеству пара, идущему на конденсатор т.-е. если $\Sigma D = d_n$,

$$\text{то } n = \frac{W}{d_n} \dots \dots \dots (XX)$$

При отсутствии конденсатора наименьшая кратность выпарки равна отношению общего количества выпариваемой воды к суммарному количеству отбора э.-пара, т.-е. так как $d_n = 0$ и $\Sigma D = \Sigma \varepsilon$

$$n = \frac{W}{\Sigma \varepsilon}.$$

Однако в виду специфических условий работы завода, например, пар определенной температуры, не всегда возможно удовлетвориться минимальной кратностью выпарной станции и приходится кратность увеличивать, руководствуясь только тем, чтобы расход пара был минимальный. В этом случае существенно важным является установление правильности отбора э.-пара.

III. Методы рационального отбора э.-пара.

Обычно количеством э.-пара, получаемого с каждого корпуса задаются, а затем уже производят расчет выпарки. Поскольку выпарка с отбором э.-пара не обусловлена требованием минимального расхода острого пара, постольку расход последнего и отбор э.- пара крайне произвольны и довольно разнообразны. Стремление сэкономить расход острого пара приводит к излишнему увеличению кратности выпарки путем ли увеличения числа корпусов или путем эжекции, удорожая таким путем самую установку. Поэтому при расчете выпарки мы предлагаем руководствоваться при распределении отбора э.- пара следующим методом, который суживает пределы произвольного отбора э.- пара и дает возможность определить условия минимальной кратности выпарки для специфических условий заводской работы.

Для решения этого вопроса могут служить системы уравнений:

$$\begin{aligned} \text{I. } nx + (n-1) a + (n-2) b + \dots \dots \dots 2p + q &= W + R \\ \text{II. } a + b + c + \dots \dots \dots p + q &= \Sigma \varepsilon. \end{aligned}$$

Таким образом, имеем систему 2-х уравнений с несколькими неизвестными, т.-е. уравнение неопределенное. Однако практически поскольку возможно сузить величину n и дать определенные значения a, b, c , и т. д. постольку решение нас удовлетворяющее может быть найдено, что лучше всего можно будет видеть на примерном расчете.

Примем, как нормальный, следующий расход пара на каждые 100 кг свежлы перерабатываемой в 1 мин.

Таблица 42.

Станции	% пара	Примечание.
Диффузия	7,0	Барометрическая вода — 25°С
I решоффер	5,5	Диффузионный сок — 110%
II "	4,5	Нагрев 35—65—90°С
I сатурация	4,0	Количество 120% нагрев на 20°С
II "	3,5	Количество 125% нагрев на 10°С
Соковар	3,5	
Решоффер перед I корпусом	2,0	125% нагрева от 95—105°С
Решоффер перед II корпусом	2,0	125% " " 105—115°С
Сборники	1,5	
I В-аппарат	11,0	
II В-аппарат	1,5	
	44~46	

Как видно из таблицы, расход пара колеблется от 44 до 46,0, что зависит от того, с какой температурой поступает сок на I корпус. Количество выпариваемой на выпарке воды составляет 90 кг на 100 свежлы/1 мин.

Определим для данного случая систему выпарной станции минимальный расход на нее острого пара, минимальную кратность и количество э.-пара с отдельных корпусов

1. Из уравнения $\Sigma D = \Sigma \varepsilon + d_n$ находим минимальный расход греющего пара при $d_n = 0$, т.е. в случае выпарки без конденсации

$$\Sigma D = \Sigma \varepsilon = 46.$$

Если ретур добавляется 20%, то расход острого пара составит $46 - 20 = 26$ кг.

Кратность выпарки наименьшая, согласно уравнения $n = \frac{W + R + \Sigma_w}{\Sigma D}$ получится, если допустим, что для нагрева отдельных станций завода пар отбирается с последнего корпуса, а ретур дается в I корпусе т.е.

$$\frac{\Sigma_w}{\Sigma D} = 0, \text{ и } R \text{ выпадает}$$

$$\text{тогда } n = \frac{W}{\Sigma D} = \frac{90}{46} = \text{около } 2,$$

Так как величина $n < 2$, то необходимо принять, что величина $\frac{\Sigma_w}{\Sigma D} = 0$, т.е. частично отбор э.-пара происходит и с I корпуса, так как в противном случае мы не сможем получить с последнего корпуса всех необходимых нам 46 кг пара для нагрева отдельных станций по заводу, затем, если не отбирать пара с I корпуса на нагрев решоффера перед I корпусом, то потребуются дополнительный расход острого пара.

Для определения количества э.-пара по корпусам пользуемся системой уравнений:

$$\begin{aligned} 2a + b &= 90 \\ a + b &= 46 \\ \hline a &= 44 \quad b = 2 \end{aligned}$$

Следовательно, отбор э.-пара будет I корпус — 2 кг

" " " " II " — 44 "

46 кг

Количество выпариваемой воды получим

$$\begin{array}{r} \text{I} - 46 \\ \text{II} - 44 \\ \hline 90 \text{ кг} \end{array}$$

Расход острого пара 46—26 кг

Температуры кипения сока могут быть взяты

$$\begin{array}{l} \text{для I} - 123^{\circ}\text{C или } 123 \text{ или } 116^{\circ} \\ \text{„ II} - 112^{\circ}\text{C „ } 107 \text{ „ } 97^{\circ} \end{array}$$

II. Пусть ретур поступает на II корпус.

При том же расходе острого пара кратность выпарки определится из уравнения.

$$n = \frac{w + R}{\Sigma D} + \frac{\Sigma w}{\Sigma D}$$

при $\frac{\Sigma w}{\Sigma D} = 0$, $R = 20$ имеем:

$$n = \frac{90 + 20}{46} = \text{около } 3,$$

т.е. пуск ретура на промежуточные корпуса способствует увеличению кратности выпарки, как выведено выше.

Так как отношение $\frac{90 + 20}{46}$ не равно целому числу 3, то недостающая величина должна быть дополнена величиной $\frac{\Sigma w}{\Sigma D}$. Для рационального отбора э.-пара воспользуемся системой уравнений:

$$3a + 2b + c = 110, \quad a + b + c = 46, \quad \text{откуда } 2a + b = 64.$$

Принимая, что с I корпуса отбирается пар только на решоффер перед I корпусом, т.е. $C = 2$,

находим, что $a + b = 44$.

Решая совместно уравнения, имеем:

$$\begin{array}{r} 2a + b = 64 \\ a + b = 44 \\ \hline a = 20 \\ b = 24 \end{array}$$

Следовательно, отбор э.-пара и количество выпариваемой воды по корпусам будет:

	э.-пара	Воды вып.	Температуры
I корпус	2	46—20=26	123°С или 115
II „	24	44	114°С „ 105
III „	20	20	102°С „ 97
	46 кг	90 кг	—

Имея эти ориентировочные цифры отбора э.-пара, мы по условиям нашей работы и производим распределение пара по отдельным станциям завода. Причем, здесь мы сталкиваемся с таким явлением. С последнего корпуса $T = 102^{\circ}\text{C}$ мы не можем взять пара более 17% (решофферы I и II гр. и диффузия).

Тогда отбор э.-пара получится иной:

$$\begin{array}{r} \text{I} = 2,0 \\ \text{II} = 27,0 \\ \text{III} = 17,0 \\ \hline 46,0 \end{array}$$

количество выпариваемой воды по корпусам:

$$\begin{array}{r} \text{I} \quad 46 - 20 = 26 \\ \text{II} \quad \quad = 44 \\ \text{III} \quad \quad = 12 \\ \hline \quad \quad \quad 87\% \end{array}$$

т.е. происходит недовыпаривание 3% воды. Для того, чтобы выпарить эти 3% придется затратить греющего пара на I корпус более $\cong 1\%$, т.е. 27%.

Тогда количество выпариваемой воды будет:

$$\begin{array}{r} \text{I} - 47 - 20 = 27 \\ \text{II} - \quad \quad = 45 \\ \text{III} - \quad \quad = 18 \\ \hline \quad \quad \quad 90 \end{array}$$

III. Допустим теперь, что при тех же условиях, что и в II случае, выпарка 4-х кратная.

Найдем количество а-пара для каждого корпуса. Имеем уравнения:

$$\begin{array}{r} 4a + 3b + 2c + d = 110 \\ a + b + c + d = 46. \end{array}$$

Очевидно, уравнение после решения $3a + 2b + c = 64$ является неопределенным, но принимая во внимание распределение температур сока по корпусам:

$$\begin{array}{r} \text{I} - 122^\circ\text{C} \\ \text{II} - 113^\circ\text{C} \\ \text{III} - 103^\circ\text{C} \\ \text{IV} - 85^\circ\text{C} \end{array}$$

приходим к заключению, что с IV корпуса можно отобрать не более 5,5 кг пара на реноффер 1 г сырого сока с III корпуса $\approx 11,5$ (диффузия и реноффер III корпуса) с I корпуса желателен отбор на реноффер перед выпаркой и на соковар $2 + 3,5 = 5,5\%$.

Тогда с II корпуса останется отбор = 22,5.

Всего

$$\begin{array}{r} \text{I} - 5,5 \\ \text{II} - 23,5 \\ \text{III} - 11,5 \\ \text{IV} - 5,5 \\ \hline \quad \quad \quad 46,0 \text{ кг.} \end{array}$$

Количество выпариваемой воды по корпусам будет:

$$\begin{array}{r} \text{I} - 46,0 - 20 = 26,0 \\ \text{II} - \quad \quad \quad 40,5 \\ \text{III} - \quad \quad \quad 18,0 \\ \text{IV} - \quad \quad \quad 5,5 \\ \hline \quad \quad \quad 90,0 \text{ кг} \end{array}$$

По аналогии с предыдущим случаем имеем количество выпариваемой воды

$$\begin{array}{r} \text{I} - 26,25 \\ \text{II} - 40,75 \\ \text{III} - 17,25 \\ \text{IV} - 5,75 \\ \hline \quad \quad \quad 90,00 \text{ кг.} \end{array}$$

Расход греющего пара составит 26,25 кг на 100 кг свежлы.

IV. Пусть выпарка при тех же условиях 5-ти кратного действия, отбор э.-пара = 44 кг, сок поступает с $T = 105^\circ$, а не $115^\circ C$.

В этом случае, очевидно, расход греющего пара и отбор э.-пара выразится

$$\begin{array}{r}
 V - x \qquad \qquad \qquad 1,0 \\
 IV - x + 5,5 \qquad \qquad \qquad 6,5 \\
 III - x + 5,5 + 11,5 \qquad \qquad \qquad 18,0 \\
 II - x + 5,5 + 11,5 + 21,5 \qquad \qquad \qquad 39,5 \\
 I - x + 5,5 + 11,5 + 21,5 + 5,5 - 20 \qquad \qquad \qquad 25,0 \\
 \hline
 5x + 22 + 34,5 + 43,0 \quad 5,5 - 20 = 90 \quad 90,0
 \end{array}$$

Отсюда $x = 1,0$ кг.

Расход греющего пара $45,0 - 20 = 25,0$.

V. Пусть выпарка 6-ти кратная, ретур поступает на III корпус. Тогда при тех же данных, что и в IV примере находим:

$$\begin{array}{r}
 VI - x \qquad \qquad \qquad 5,83 \\
 V - x \qquad \qquad \qquad 5,83 \\
 IV - x + 5,5 \qquad \qquad \qquad 11,33 \\
 III - x + 5,5 + 11,5 \qquad \qquad \qquad 22,33 \\
 II - x + 5,5 + 11,5 + 21,5 \dots - 20 \qquad \qquad \qquad 24,33 \\
 I - x + 5,5 + 11,5 + 21,5 - 5,5 - 20 \qquad \qquad \qquad 29,83 \\
 \hline
 6x + 22 + 34,5 + 43,0 + 5,5 - 40 = 90 \sim 90,0
 \end{array}$$

Отсюда $x = 5,83$ кг.

Расход острого пара $49,83 - 20 = 29,83$ кг.

Сопоставим полученные данные о расходе греющего пара с таковым согласно теоретического расчета.

	I сл.	II сл.	III сл.	IV сл.	V сл.
Теоретический расход пара	$26 + 20 = 46$	$26 + 20 = 46$	$26 + 20 = 46$	$24 + 20 = 44$	$24 + 20 = 44$
Вычисленная	$26 + 20 = 46$	$27 + 20 = 47$	$26,25 + 20 = 46,25$	$25,0 + 20 = 45,0$	$29,83 + 20 = 49,83$

Приведенные цифры указывают, что если в первых 4 случаях отклонение в расходе не наблюдается или незначительно, то в 5 случае расход острого пара повышен, это указывает, что многократность выпарки не всегда выгодна.

Итак, преимущества в большой многократности выпарки мы не всегда видим; недостатки же налицо:

- 1) большой расход на установку,
- 2) большой расход греющего пара на компенсацию потерь тепла с увеличением числа корпусов.

Установив систему выпарки и отбор пара, можно произвести ее точный расчет с учетом явлений самоиспарения и потерь тепла.

VI. Определение поверхности нагрева. Как известно, поверхность нагрева определяется из следующей формулы:

$$F = \frac{Q}{k\delta}$$

где:

- F — искомая поверхность нагрева,
- Q — количество тепла в калориях, требуемое каждым аппаратом,
- K — коэффициент теплопередачи,
- δ — средняя разность температур.

Рассмотрим указанные величины, каждую в отдельности.

А. Поверхность нагрева. Под именем поверхности нагрева одни понимают внешнюю поверхность трубок, другие — внутреннюю, третьи, наконец, поверхность соответствующую средней линии толщины трубок. Лучше, конечно, брать для вычисления внутреннюю поверхность трубок, так как скорость прохождения тепла через стенку зависит от наименьшей поверхности, которую нужно пройти, т.е. от внутренней поверхности трубок.

В. Коэффициент теплопередачи. K — коэффициент теплопередачи равен:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}},$$

где: α_1 и α_2 — коэффициенты теплопередачи для обеих жидкостей (жидкой или газообразной),

δ — толщина стенки в метрах,

λ — теплопроводность стенки,

В виду отсутствия многих данных для теоретического определения коэффициента теплопередачи в дальнейшем рассмотрим их практические величины, отнесенные к одной минуте.

Вопрос о коэффициентах теплопередачи был изучен на горизонтальных аппаратах Еллинеком и на вертикальных — Классеном. На основании этих исследований можно сказать, что коэффициент теплопередачи сильно изменяется в зависимости от различных факторов:

1) От материала. Для медных трубок коэффициент теплопередачи выше, чем для стальных.

2) От толщины стенок. Чем толще стенки, тем меньше коэффициент. В этом случае имеют большое значение инкрустации, отлагающиеся на трубках.

Инкрустация состоит из различных солей органического и минерального происхождения и являются крайне плохими проводниками тепла. Отсюда понятно, что с увеличением толщины отложений на трубках, коэффициент теплопередачи сильно уменьшается, чем вызывается необходимость очистки поверхности нагрева от осадка.

3) Коэффициент теплопередачи тем выше, чем ниже слой кипящей жидкости. По Классену хорошие теплопередачи достигаются в том случае, если кипящая жидкость в состоянии покоя занимала бы только 0,7 высоты трубок.

4) Он выше для сока, находящегося в кипении, чем просто нагреваемого, почему перед „0“ корпусом всегда ставят подогреватель, тогда сок входит в аппарат с температурой близкой к кипению.

5) Коэффициент теплопередачи повышается с повышением скорости жидкости и пара.

6) Он выше для соков, чем для сиропов, так как последние, вследствие своей большой вязкости, менее подвижны.

7) Он тем выше, чем быстрее происходит отвод несконденсировавшихся газов из паровых пространств.

8) Коэффициент теплопередачи понижается в случае неполного и нерегулярного отвода ретурных вод.

9) Наконец, на коэффициент теплопередачи влияет слой конденсационной воды, омывающий трубки парового пространства. При этом коэффициент тем меньше, чем толще слой воды. Для одного и того же количества выпаренной воды этот слой конденсата в среднем толще для более длинных трубок (Кестнер — 7 м), чем для более коротких (Роберт — 1,25 — 1,50 м). Для вертикальных трубок эта толщина больше, чем для наклонных.

Следующие значения для коэффициента теплопередачи даны Классеном для вертикальных аппаратов:

1) Для „0“ корпуса, обогреваемого паром с температурой $T=117^{\circ}$, в кипячения сока в нем при температуре $111-112^{\circ}$, коэффициент теплопередачи поднимается до 60 кал., т.е. выпаривается с 1 кв. м поверхности нагрева 6,6 кг воды в час, при разности температур в 1° .

2) Для II корпуса, обогреваемого паром с температурой в $110-112^{\circ}$ и температурой кипения сока в $105-106^{\circ}$, получающего сок с температурой 100° , коэффициент теплопередачи составляет 50 калорий, т.е. около 5,5 кг воды, выпариваемой на 1 кв. м в 1 час при разности температур в 1° .

Эти цифры относятся к температуре верхних кипящих слоев. Аппараты чистились каждую неделю. Трубки были латунные высотой в 1,37 м с внешним диаметром в 50 мм и толщиной в 25 мм. В середине камеры была одна более широкая труба. Высота сока в состоянии покоя была ниже трубок на 0,40—0,45 м.

Эти коэффициенты, конечно, будут ниже для аппаратов, покрытых слоем осадка. Поэтому при подсчетах пользуются коэффициентами более низкими, чтобы выпарка была достаточна при всяких условиях практической работы. Практически пользуются следующими коэффициентами теплопередачи.

Для вертикальных аппаратов 5 кратного действия на 1 кв. м в 1 мин.
 $t_1 - t_2 = 1^{\circ}$.

„0“ корпус	50—55	калорий
I	45—50	”
II	30—40	”
III	20—30	”
IV	10—15	”

Для выпарки 3-х кратного действия:

I корпус	40—50	калорий
II	30—35	”
III	10—15	”

При чем меньшие значения берутся для меньшей разности температур. Так, например, для разности температур в III корпусе $= 75 - 65 = 10^{\circ}$ надо взять коэффициент теплопередачи $= 10$, для разности температур $80 - 65 = 15^{\circ}$ коэффициент 12,5 и для $85 - 65 = 20^{\circ}$ $k = 15$.

Принимая во внимание инкрустацию, можно поверхность нагрева увеличить;

Для I корпуса	от 5 до 10%
” II	” ” 10 ” 15%
” III	” ” 15 ” 20%

Это особенно относится к условиям работы на русских заводах, поэтому можно пользоваться данными проф. Зуева:

„0“ корпус	35	калорий
I	25	”
II	20	”
III	12	”
IV	6	”

Для аппарата Кестнера, E. Saillard получил следующие данные: „0“ корпус Кестнера имеет поверхность нагрева равную 50,79 кв. м трубки латунные, длиной в 7 м, внутренний диаметр их 30 мм. Коэффициенты теплопередачи были найдены следующие:

при температуре кипения	$105^{\circ}-107^{\circ}$	при разности температур	13,6—50	калорий
”	”	”	”	”
”	$105^{\circ}-107^{\circ}$	”	”	6,8—39

Эти данные для определения поверхности нагрева должны быть уменьшены.

При достаточно высокой разности температур аппарат Кестнера дает такие же цифры, как и обыкновенный вертикальный „0“ корпус, но если раз-

ность температур незначительна, то коэффициент для аппарата Кестнера падает ниже, чем для обыкновенного „0“ корпуса. Это может быть происходит от значительной толщины конденсата в трубах паровой камеры.

С. Разность температур θ представляет собой полезную разность температур греющего пара и кипящего сока; для определения последних величин необходимо учесть также косвенно-полезную разность температур, не принимающую непосредственного участия в выпаривании. Последняя обуславливается внешними и внутренними силами.

К первым принадлежат:

1) α —повышение температуры кипения нижних слоев раствора вследствие давления верхних слоев. Давление должно увеличиться вследствие увеличения плотности раствора, т.е. с его концентрацией. Таким образом, разность температур идет повышаясь от I корпуса к последнему. Высота столба жидкости обычно считается от нижней кромки порованда до уровня стояния сока в плоскости (рис. 78). Для 4-х корпусов выпарки по Классену, эти повышения температур выразятся:

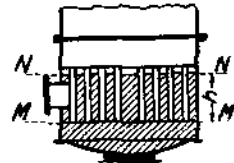


Рис. 78. Высота стояния сока.

I корпус	II корпус	III корпус	IV корпус
$\alpha = 1,3$	$\alpha = 1,6$	$\alpha = 2,1$	$\alpha = 3,4$

2) β —повышение температуры вследствие „подпорного давления“ в паропроводах при переходе пара из одного корпуса в другой. Величина потери давления в паропроводе зависит от скорости пара, а, следовательно, и от его удельного объема. Так как при прочих равных условиях, удельный объем пара растет от I корпуса к IV корпусу, то и потеря температуры идет повышаясь от I корпуса к IV корпусу, как это видно из следующих опытных данных:

I корпус	II корпус	III корпус	IV корпус
$\beta = 0,3$	$\beta = 0,5$	$\beta = 1,1$	$\beta = 2,6$

3) γ — „внутренние силы“, сюда необходимо отнести молекулярные силы сцепления и связанные с этим вязкость и малоподвижность.

В этом случае повышение температуры кипения растворов обуславливается понижением упругости паров растворителя при растворении в нем твердого тела, температура кипения которого всегда выше температуры паров растворителя при кипении. Это повышение точки кипения увеличивается с повышением концентрации раствора, поэтому оно идет в направлении от I корпуса к последнему. По Классену имеем следующие данные:

I корпус	II корпус	III корпус	IV корпус
$\gamma = 0,3$	$\gamma = 0,6$	$\gamma = 1,2$	$\gamma = 3,2$

Полученные данные расположим в следующую таблицу и просуммируем:

Таблица 43.

Корпуса	I	II	III	IV
Давление верхних слоев	1,3	1,6	2,1	1,4
Давление подпорное . . .	0,3	0,5	1,1	2,6
Сцепления	0,3	0,6	1,2	3,2
Итого	1,9	2,7	4,4	9,2

В итоге получим $\alpha + \beta + \gamma = 18,2$ по 4-м корпусам. Так как косвенно полезная разность температур не служит непосредственно целям выпаривания, а идет

на преодоление различных сопротивлений, тормозящих кипение, то принято обычно говорить о потерях температуры.

Таким образом, для 4-х кратной выпарки, на основании приведенных данных, мы имеем потери температуры в $18,2^\circ$. Полезная разность температур обуславливает непосредственное выпаривание растворов в каждом корпусе.

На основании опытов Классена наиболее благоприятными разностями температур по отдельным корпусам будут:

корпуса	I	II	III	IV
$\theta =$	5	6	10	18.

Если принять температуру греющего пара в I корпусе 112° , а температуру кипения сока в IV корпусе $= 64^\circ$, то, на основании данных о полезной разности и потери температур, можно установить температуры греющего пара и кипящего сока в отдельных корпусах.

I корпус. Температура греющего пара $- 112^\circ$
 температура кипения сока: $112 - \theta = 112 - 5 = 107^\circ$
 температура сокового пара в корпусе:

$$107 - (\alpha + \gamma) = 107 - 1,6 = 105,4.$$

II корпус. Греющий пар при переходе через паропровод, вследствие падения давления, теряет β° .
 Его температура будет: $105,4 - 0,3 = 105,1^\circ$
 температура кипения сока $105,1 - 6 = 99,1^\circ$
 температура сокового пара: $99,1 - 2,2 = 96,9^\circ$

III корпус. Температура греющего пара $96,9 - 0,5 = 96,4^\circ$
 температура кипения сока $96,4 - 10 = 86,4^\circ$
 температура сокового пара $86,4 - 3,3 = 83,1^\circ$

IV корпус. Температура греющего пара $83,1 - 1,1 = 82,0^\circ$
 температура кипения сока $82 - 18 = 64,0$
 температура сокового пара $64 - 6,6 = 57,4^\circ$
 температура пара в конденсаторе $57,4 - 2,6 = 54,8.$

Из приведенных данных видно, что с увеличением числа корпусов полезная разность температур будет, конечно, уменьшаться, вследствие чего будет расти поверхность нагрева аппаратов; в этом лежат причины, ограничивающие число корпусов на выпарных станциях, где их обыкновенно более 6-ти не бывает.

4. Расход тепла. Для определения расхода тепла в каждом корпусе определим сперва количества жидкости, выпариваемой с каждого корпуса, и расход греющего пара на I корпус, для чего воспользуемся следующими методами:

- 1) Classen'a
- 2) Parr'a
- 3) Hausbrand'a
- 4) Тищенко.

Метод Классена. Определение расхода греющего пара и количество выпариваемой воды по корпусам определено выше для некоторых случаев. Для определения поверхности нагрева произведем расчет 4-х кратной выпарки - случай III имеем:

Воды выпаривается:	I корпус	26,6
"	II "	40,0
"	III "	17,5
"	IV "	5,0
		90,0

Отбор а-пара:	I корпус	5,5
" "	II "	23,5
" "	III "	12,5
" "	IV "	4,5

46,0 кг

Сок поступает в I корпус с $T = 115^\circ$.

Ретур идет во II корпус в количестве $R = 20\%$.

Примем следующее распределение температур на основании изложенного о разности температур.

Таблица 44. Распределение температур.

Корпус \ Температура	I	II	III	IV	На обогрев
Греющий пар .	$130^\circ C$	$121,5 - \beta = 121^\circ$	$112 - \beta = 111$	$101,5 - \beta = 100$	$88 - \beta = 85^\circ C$
Кипящий сок .	$130 - \theta = 122^\circ$	$121 - \theta = 113$	$111 - \theta = 103$	$100 - \theta = 90$	
Соковый пар .	$122 - (\alpha + \gamma) = 121,5$	$113 - (\alpha + \gamma) = 112$	$103 - (\alpha + \gamma) = 101,5$	$90 - (\alpha + \gamma) = 88$	
$\theta =$	8	8	8	10	
Конденсат	теорет. 130	121	111	100	
	практ. 126	117	107	95	

На основании этих данных произведем определение поверхности нагрева для каждого корпуса.

1. Количество пара на 1 корпус складывается из 2-х величин:

- A) количество пара на выпаривание 26,25
- B) " " " " нагрев сока от $115 - 122^\circ = 1,60\%$

Итого 27,85

Количество тепла, отдаваемое паром при конденсации: $Q_1 = 28,1 (\lambda_{130} - \tau) = 27,85 (649,0 - 130) = 14454$ кал.

Принимая во внимание инкрустации, берем:

$$k = 45 \text{ кал./мин. } \theta = 8 \quad F_1 = \frac{14454}{45 \times 8} \cong 40 \text{ кв. м}$$

II корпус. $Q_2 = 41 (\lambda_{121} - \tau) = 41 (646 - 121) = 21525$ калорий.

$$k = 30 \quad \theta = 8 \quad F_2 = \frac{21525}{30 \times 8} \cong 90 \text{ кв. м}$$

III корпус. $Q_3 = 12,5 (\lambda_{111} - 111) = 12,5 (648 - 111) = 6774$ калорий.

$$k = 20 \quad \theta = 8 \quad F_3 = \frac{6774}{20 \times 8} \cong 43 \text{ кв. м.}$$

IV корпус. $Q_4 = 4,5 (\lambda_{100} - 100) = 4,5 (639 - 100) = 2426$ калорий.

$$k = 15 \quad \theta = 10 \quad F_4 = \frac{2426}{15 \times 10} \cong 17 \text{ кв. м}$$

Всего $F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 = 190$ кв. м.

Метод Рагг'а. Все существующие теории выпарки основываются на заранее данной разности температур в каждом корпусе, без удовлетворительного

объяснения распределения температур, зависящих в свою очередь от разности давлений. Этот пробел восполняется кинетической теорией газов, в применении к выпарной станции, изложенной Р. Н. Рагг'ом в Engineer, 1916, Febr. 18.

Согласно кинетической теории газы состоят из быстро движущихся частиц. Возникающее давление на стенки сосуда, в коем заключен и газ, обуславливается бомбардировкой стенок этими газами. Исходя из этого основного положения кинетической теории, вполне возможно допустить, что передача теплоты между ними прямо пропорциональна массе молекул, ударяющихся в единицу времени в стенку.

Из соотношения между массой молекул, скоростью, давлением е. с., даваемых в термодинамике, Рагг устанавливает, что масса пара, омывающего единицу поверхности заключающих его стенок в единицу времени, прямо пропорциональна квадратному корню из произведения абсолютного давления пара на его плотность, а передача тепла между паром и поверхностью заключающей его стенки равна:

$$u = k\sqrt{pd},$$

где: u — количество тепловых единиц, передаваемых поверхностью нагрева в единицу времени на единицу разности температур.

- k — практическая константа,
 p — абсолютное давление пара,
 d — плотность пара.

С этой новой точки зрения Рагг дает иные объяснения некоторым фактам, как, например:

1) если мы имеем котлы с определенным расходом топлива, то надо предполагать, что можно несколько усилить паробразование, если усилить тягу, вследствие того, что увеличивается плотность газов, проходящих через слой топлива;

2) Перегретый пар плохо отдает и воспринимает тепло, что может быть объяснено уменьшением плотности в сравнении с таковой насыщенного пара;

3) трудность конденсации паров при высоком вакууме часто объясняют большим количеством воздуха при высоком вакууме, чем при низком, но, очевидно, что затруднение вызывается слишком малой величиной d .

Из приведенных примеров видно все значение выведенной формулы. Переходя к вопросу практического применения этой формулы для расчета выпарки необходимо определить еще две величины:

- 1) практическую константу k
- 2) разность температур.

Практическая константа в английских единицах определена Рагг'ом и в метрических мерах для нечистых поверхностей равняется 1460; чистые приборы дают величину вдвое больше, что весьма понятно, так как теплопередача связана с состоянием поверхности нагрева, ее загрязненностью.

Вторая величина, разность температур, обозначаемая через Δ° , определяется в виде частного от деления скрытой теплоты конденсации греющего пара на $u = k\sqrt{pd}$, т. е. на количество тепловых единиц, передаваемых поверхностью нагрева в единицу времени на единицу разности температур. Следовательно, величина

$$\Delta^\circ = \frac{r}{k\sqrt{pd}}$$

представляет необходимую разность температур для конденсации одного килограмма пара в час на один кв. м поверхности нагрева.

Определяя Δ для различных температур, можно составить следующую таблицу, если пользоваться данными Schüle для сухого насыщенного пара.

Рарг в своей статье пользуется данными, принятыми в Англии новейших таблиц Marks и Davis'a выраженных в английских единицах. Так как перевод всей таблицы занял бы очень много времени, то мы предпочли воспользоваться таблицами Schüle, выраженными в метрических мерах. Так как обозначения везде остались без изменения, то $d = \gamma$.

Пользуясь данными таблицы, произведем примерный расчет выпарки.

Пусть пар, идущий на обогревание I корпуса, имеет температуру, равную 105°C . Требуется выпарить воды 22 кг. к.м/час.

По таблице для пара с температурой 105° находим

$$\Delta_{105} = 0,394.$$

Следовательно, разность температур между конденсирующимся паром и обогреваемой жидкостью будет

$$22 \times 0,394 = 8,7^{\circ}$$

Отсюда температура жидкости при переходе в II корпус, а также идущего на обогрев пара будет:

$$105 - 8,7 = 96,3$$

Разность температур во втором корпусе

$$\Delta_{96,3} = 0,539, \quad 0,539 \times 22 = 11,9^{\circ}\text{C}.$$

Температура жидкости, идущей в III корпус, и обогревающего его пара

$$96,3 - 11,9 = 84,4^{\circ}\text{C}.$$

В III корпусе разность температур:

$$\begin{aligned} \Delta_{84,4} &= 0,834 \\ 22 \times 0,834 &= 18,3^{\circ}\text{C} \\ 84,4 - 19,3 &= 66,1^{\circ}\text{C}. \end{aligned}$$

Если бы начальная температура пара была на 10° выше, т.-е. 115° , то распределение температур по корпусам получалось бы:

$$\begin{aligned} 115 &- 22 \times 0,285 = 108,7^{\circ}\text{C}, \\ 108,7 &- 22 \times 0,349 = 101^{\circ}\text{C}, \\ 101 &- 22 \times 0,454 = 91,0^{\circ}\text{C}, \end{aligned}$$

т.-е. 10°C достаточно для покрытия вакуума в $24,9^{\circ}\text{C}$, что согласуется с практикой (Рарг).

При переходе от этого идеального случая в смысле отсутствия прихода и расхода тепла извне от самоиспарения и потерь к практическому расчету, необходимо принять во внимание следующее:

1) Так как температура конденсата близка к температуре греющего пара, то нельзя использовать полностью избыточного по отношению к жидкости тепла, заключающегося в конденсационной воде.

2) Пар при кипячении растворов выделяется перегретым, так, если имеем 40% раствор сахара при $101,2^{\circ}\text{C}$, а кипение чистой воды 100°C , то перегрес

Таблица 45 сухого насыщенного пара по Schüle.

Температуры.	$\sqrt{p\gamma}$	$\Delta^{\circ} = \frac{r}{1460 \sqrt{p\gamma}}$
60	0,1625	2,372
65	0,2026	2,193
70	0,2508	1,521
75	0,3093	1,229
80	0,3742	1,017
85	0,4559	0,823
90	0,5482	0,681
95	0,6585	0,564
100	0,7856	0,469
105	0,9314	0,394
110	1,0942	0,333
115	1,2936	0,285
120	1,507	0,239
125	1,7518	0,204
130	2,0303	0,175

составит $1,2^{\circ}\text{C}$ для сока с доброкачественностью 93 (см. табл. 9 приложений). Потеря от перегрева в последнем корпусе может быть принята в $1,2^{\circ}$, а в предыдущих — $0,3 - 0,5 - 0,7 - 0,9$.

3) Вследствие лучеиспускания в зависимости от качества изоляции, выпарка в большей или меньшей степени теряет тепло в окружающее пространство. Эти потери могут быть приняты равными около 5%.

4) Так как жидкость при переходе из одного корпуса в другой имеет более высокую температуру, то избыточное тепло идет на самоиспарение, связанное с разностью температур сока, что и должно быть принято во внимание при практическом расчете выпарки.

Не останавливаясь на таком практическом расчете выпарки по Рагг'у, изложенному нами в „Сборн. статей по сах. промышлени.“ за 1925 г., № 8, мы укажем, как, пользуясь таблицами Рагг'а, можно достаточно быстро и просто производить определение поверхностей нагрева, точно учитывая коэффициенты теплопередачи. Пусть, как выше нами установлено, пара конденсируется по корпусам:

I	— 28,5	кг/мин	15.0	кг/час
II	— 41,0	„	2440	„
III	— 17,5	„	1050	„
IV	— 5,0	„	300	„

Температуры конденсирующегося пара и соответственно величины Δ и δ :

	T	Δ	δ
I	130°C	0,175	8
II	121°C	0,232	8
III	111°C	0,324	8
IV	100°C	0,469	10

Тогда поверхности нагрева получим:

$$F_1 = \frac{1590}{8 : \Delta} = \frac{1590}{8 : 0,175} \approx 113 \text{ кв. м.}$$

$$F_2 = \frac{244}{8 : \Delta} = \frac{2440}{8 : 0,232} \approx 131 \text{ „ „}$$

$$F_3 = \frac{1050}{8 : \Delta} = \frac{1050}{8 : 0,324} \approx 40 \text{ „ „}$$

$$F_4 = \frac{300}{10 : \Delta} = \frac{300}{10 : 0,469} \approx 6 \text{ „ „}$$

Всего . . . 163 кв. м

Таким образом, мы получаем поверхность нагрева значительно ниже, чем нами вычислена ранее, что должно быть объяснено именно более высоким давлением пара.

Метод Hausbrand'a. Произведем расчет выпарки четырехкратного действия по Hausbrand'у (Verdampfen, Kondensieren und Kühlen, 1918 г., стр. 176).

Основными уравнениями для расчета являются:

$$\text{I корпус } \varepsilon_1 + d_1 = \frac{D_0(\lambda_0 - \tau_0) + S_0 c_0 (t_0 - t_1) - St_1}{\lambda_1 - t_1} + \varphi;$$

$$\text{II „ } \frac{\varepsilon_1(\lambda_1 - t_2)}{\lambda_2 - t_2} + E_2 + d_2 =$$

$$= \frac{D_0(\lambda_0 - \tau_0) - d_1(\tau_1 - t_2) + R(\lambda_1 - \tau_1) + S_0 c_0 (t_0 - t_2) - \sigma t_1 - \sigma t_2}{\lambda_2 - t_2} + \varphi;$$

$$\text{III корпус} \quad \frac{E_1 (\lambda_1 - t_3)}{\lambda_3 - t_3} + \frac{E_2 (\lambda_2 - t_3)}{\lambda_3 - t_3} + E_3 + d_3 =$$

$$= \frac{D_0 (\lambda_0 - \tau_0) - d_1 (\tau_1 - t_3) + R (\lambda_1 - \tau_1) -}{\lambda_3 - t_3} -$$

$$\frac{d_2 (\tau_2 - t_3) + S_0 c_0 (t_0 - t_3) - st_1 - st_2 - st_3}{\lambda_3 - t_3} + \varphi;$$

$$\text{IV} \quad \frac{E_1 (\lambda_1 - t_4)}{\lambda_4 - t_4} + \frac{E_2 (\lambda_2 - t_4)}{\lambda_4 - t_4} + \frac{E_3 (\lambda_3 - t_4)}{\lambda_4 - t_4} + d_4 =$$

$$= \frac{D_0 (\lambda_0 - \tau_0) - d_1 (\tau_1 - t_4) -}{\lambda_4 - t_4} -$$

$$\frac{d_2 (\tau_2 - t_4) - d_3 (\tau_3 - t_4) + S_0 c_0 (t_0 - t_4) + R (\lambda_1 - \tau_1) - st_1 - st_2 - st_3 - st_4}{\lambda_4 - t_4} + \varphi.$$

Здесь D_0 — количество пара, идущего во II корпус,

λ_0 — его полная теплота парообразования,

$\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$ и т. д. — теплосодержание паров из I, II, III и т. д. корпусов,

τ_0 — температура конденсата острого пара,

τ_1, τ_2, τ_3 и т. д. температура-конденсат паров из I, II и т. д. корпусов,

S_0 — количество сока, идущего в I корпус 125%,

c_0 — его теплоемкость = 0,9,

E_1, E_2, E_3 и т. д. — количество э-пара с I, II и т. д. корпусов;

d_1, d_2, d_3 и т. д. — количество пара, идущего в следующий корпус из I,

II и т. д. корпусов;

t_0 — температура входящего в I корпус сока = 115° C;

t_1, t_2, t_3 — температура кипения сока в I, II и т. д. корпусах;

st_1, st_2, st_3 и т. д. — потери от лучеиспускания в I, II и т. д. корпусах;

φ — потери от сопротивления трению,

W — количество выпариваемой воды = 90%.

R — " " ратура = 20%.

Значения E_1, E_2, E_3 и т. д. приведены выше и равны:

$$E_1 = 5,5$$

$$E_2 = 23,5$$

$$E_3 = 12,5$$

$$E_4 = 4,5$$

$$\Sigma_2 = 46,0$$

Значения d_1, d_2, d_3 и т. д. берем приближенно на основании выше произведенного расчета, следовательно,

$$d_1 = 28,5 - 5,5 = 21,0,$$

$$d_2 = 41,0 - 23,5 = 17,5,$$

$$d_3 = 17,5 - 12,5 = 5,0.$$

$$\Sigma_d = W - \Sigma_E = 90 - 46 = 44$$

Распределение температур оставляем прежнее.

Для вычисления найдем сперва следующие величины:

1)	$\lambda_0 = \lambda_{180} = 648,7$	$\lambda_0 - \tau_0 = 648,7 - 126 = 522,7$
	$\lambda_1 = \lambda_{121} = 645,8$	$\lambda_1 - \tau_1 = 645,8 - 117 = 528,8$
	$\lambda_2 = \lambda_{111} = 642,7$	$\lambda_2 - \tau_2 = 645,8 - 122 = 523,8$
	$\lambda_3 = \lambda_{100} = 638,7$	$\lambda_3 - t_3 = 642,7 - 113 = 529,7$
	$\lambda_4 = \lambda_{85} = 632,9$	$\lambda_4 - t_4 = 638,7 - 103 = 535,7$
		$\lambda_4 - t_4 = 632,9 - 90 = 542,9$

$$\begin{aligned} t_0 - t_1 &= 125 - 122 = -7 \\ t_1 - t_2 &= 115 - 113 = +2 \\ t_2 - t_3 &= 113 - 103 = +10 \\ t_3 - t_4 &= 103 - 90 = +13 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \tau_1 - t_2 &= 117 - 113 = 4 \\ \tau_1 - t_3 &= 117 - 103 = 14 \\ \tau_1 - t_4 &= 117 - 90 = 27 \\ \tau_2 - t_3 &= 107 - 103 = 4 \\ t_2 - t_4 &= 107 - 90 = 17 \\ \tau_3 - t_4 &= 95 - 90 = 5 \end{aligned}$$

2) Потери через лучеиспускание на 100 кг выпариваемой воды $\frac{st_1}{\lambda_1 - t_1}$, $\frac{st_2}{\lambda_1 - t_2}$ и т. д. прием по Hausbrand'у равными:

I корпус	= 0,250	кг пара
II "	= 0,500	" "
III "	= 0,750	" "
IV "	= 1,000	" "

На 90 кг воды это составит:

I корпус	= 0,225	кг пара
II "	= 0,450	" "
III "	= 0,675	" "
IV "	= 0,900	" "

3) φ по Hausbrand'у прием для всех случаев = 0,05 кг.

4) Выражения $\frac{\lambda_1 - t_2}{\lambda_2 - t_2}$, $\frac{\lambda_1 - t_3}{\lambda_3 - t_3}$ и т. д. принимаем по Hausbrand'у равным 1,0175.

Проводим подстановку определенных нами величин и располагаем все в следующую таблицу:

Таблица 46.

	D	R	S	d	st	φ
	5,5 + d ₁ = 0,999 D + 0,000 R + 1,496			- 0,00	- 0,225	- 0,05
	23,5 + 5,6 + d ₂ = 0,987 D + 0,999 R + 0,425			- 0,18	- 0,450	- 0,05
	12,5 + 23,9 + 5,6 + d ₃ = 0,975 D + 0,983 R + 2,104			- 0,62	- 0,675	- 0,05
	4,5 + 12,7 + 23,9 + 5,6 + d ₄ = 0,963 D + 0,974 R + 2,678			- 1,82	- 0,900	- 0,05
	4,5 + 25,7 + 71,3 + 22,3 + Σd = 3,924 D + 2,956 R + 3,801			- 2,60	- 2,25	- 0,20
	Σd = W + ΣR = 90 - 46 = 44					
	R = 20					
						D = 27,86 кг.

Подставляя величину D в каждое уравнение, найдем количество выпаренной воды по корпусам:

$$\begin{aligned} W_1 &= d_1 + E_1 = 5,5 + d_1 = 26,1 \\ W_2 &= d_2 + E_2 = 23,5 + d_2 = 41,7 \\ W_3 &= d_3 + E_3 = 12,5 + d_3 = 18,1 \\ W_4 &= d_4 + E_4 = 4,5 + d_4 = 4,0 \end{aligned}$$

89,9 кг.

Метод Тищенко. Сущность метода сводится к решению следующих уравнений:

1) Для определения расхода пара греющего I корпуса:

$$I. D_1 = \frac{\Sigma_w + S_c Y + (E_1 - R) K_1 + E_2 K_2 + \dots + E_n K_n}{X}$$

2) Для определения количества воды, выпариваемой в n-ом корпусе:

$$II. W_n = D_n \alpha_n + [S_c - (W_1 + W_2 + \dots + W_{n-1})] \beta_n.$$

3) Для определения количества расходуемого пара на обогрев произвольного корпуса:

$$\text{III. } D_{n+1} = W_n - R - E_n.$$

Значение индексов следующее:

- D_1 — количество пара, греющего первый корпус,
- Σ_w — " воды, выпариваемое на выпарке,
- S — " сока, поступающего на выпарку в 1 мин.
- c — теплоемкость сока,
- E — э-пар,
- R — ретур,
- α_n — коэффициент испарения в n -ом корпусе, при чем

$$\alpha_n = \frac{\lambda_n - t_n}{i_n - t_n},$$

- λ_n — полная теплота греющего пара,
- τ — температура конденсата греющего пара,
- i_n — полная теплота сокового пара,
- t_n — температура кипения сока в n -ом корпусе,
- β_n — коэффициент самоиспарения в n -ом корпусе, при чем

$$\beta_n = \frac{t_{n-1} - t_n}{t_n - t_n},$$

X — коэффициент, определяемый по таблице:

Таблица 47.

Число корпусов.	Формулы для X .
2	$X = 2 - \beta_2$
3	$X = 3 - 2\beta_2 - 2\beta_3$
4	$X = 4 - 3\beta_2 - 4\beta_3 - 3\beta_4$
5	$X = 5 - 4\beta_2 - 6\beta_3 - 6\beta_4 - 4\beta_5$
n	$X = n - (n-1)\beta_2 - 2(n-2)\beta_3 - \dots - (n-2)2\beta_{n-1} - (n-1)\beta_n$

Таблица 48.

Y — коэффициент, значения которого даны в следующей таблице:

2	$Y = 2\beta_1 + \beta_2$
3	$Y = 3\beta_1 + 2\beta_2 + \beta_3$
4	$Y = 4\beta_1 + 3\beta_2 + 2\beta_3 + \beta_4$
5	$Y = 5\beta_1 + 4\beta_2 + 3\beta_3 + 2\beta_4 + \beta_5$
n	$Y = n\beta_1 + (n-1)\beta_2 + (n-2)\beta_3 + \dots + \beta_n$

K — коэффициенты, имеющие следующие значения:

Таблица 49.

Число корпусов.	Формулы для коэффициентов K, K_1, K, K_2, K .
2	$K = 1$
3	$K_1 = 2 - \beta_2; K_2 = 1;$
4	$K_1 = 3 - 2\beta_2 - 2\beta_3; K_2 = 2 - \beta_3; K_3 = 1;$
5	$K_1 = 4 - 3\beta_2 - 4\beta_3 - 3\beta_4; K_2 = 3 - 2\beta_3 - 2\beta_4; K_3 = 2 - \beta_4; K_4 = 1$

Теоретические обоснования метода см. „Общий метод расчета многокорпусного выпарного аппарата“ проф. И. А. Тищенко, 1924 г.

Приведем расчет выпарки четырехкратного действия.

Пусть данные будут те же, что и в вышеприведенном примере.

Решение ведем в следующем виде:

1. Находим разность температур:

$$\begin{aligned} t - t_1 &= 115 - 122 = - 7, \\ t_1 - t_2 &= 115 - 113 = + 2, \\ t_2 - t_3 &= 113 - 103 = + 10, \\ t_3 - t_4 &= 103 - 90 = + 13. \end{aligned}$$

2. Находим все i_n и $(i_n - t_n)$:

$$\begin{aligned} i_1 = i_{121,5} &= 646, & i_1 - t_1 &= 646 - 122 = 524, \\ i_2 = i_{112} &= 642,9, & i_2 - t_2 &= 642,9 - 113 = 529,9, \\ i_3 = i_{101,5} &= 639,2, & i_3 - t_3 &= 639,2 - 103 = 236,2, \\ i_4 = i_{88} &= 634,1. & i_4 - t_4 &= 634,1 - 90 = 544,1. \end{aligned}$$

3. Находим все величины $\beta = \frac{t_n - 1 - t_n}{i_n - t_n}$:

$$\begin{aligned} \beta_1 &= - 0,0133, \\ \beta_2 &= + 0,0038, \\ \beta_3 &= + 0,0187, \\ \beta_4 &= + 0,0238. \end{aligned}$$

4. Находим по таблицам значения X для четырехкратной выпарки:

$$X = 4 - 3\beta_2 - 4\beta_3 - 3\beta_4 = 3,8424.$$

5. По таблицам определяем Y для четырехкратной выпарки:

$$Y = 4\beta_1 + 3\beta_2 + 2\beta_3 + \beta_4 = + 0,0194.$$

6. По таблице находим значения K для четырехкратной выпарки:

$$\begin{aligned} K_1 &= 3 - 2\beta - 2\beta_4 & K_1 &= 2,915 \\ K &= 2 - \beta_4 & K &= 1,9762 \\ K_3 &= 1 & K_1 &= 1. \end{aligned}$$

Подставляя полученные значения в формулу (I), найдем расход греющего пара на I корпус:

$$\begin{aligned} D_1 &= \frac{90 - 125 \times 0,9 \times 0,0194 + (5,5 - 20) 2,915 + 23,5 \times 1,9762 + 12,5 \times 1}{3,8424} \\ D_1 &= \frac{90 - 2,1825 - 42,2675 + 46,4407 + 12,5}{3,8424} = 27,19 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Количество выпариваемой воды по корпусам находим по формуле II, а количество расходуемого пара на обогрев каждого корпуса по формуле III, причем для упрощения всюду принимаем:

$$\alpha = 1,$$

$$w_1 = 27,19 + [125 \times 0,9 - 0]\beta_1 = 27,19 + 112,5 \times (+ 0,0133) = 25,69$$

$$D_2 = 25,69 + 20 - 5,5 = 40,19,$$

$$w_2 = 40,19 + [112,5 - 25,62] 0,0038 = 40,19 + 0,33 = 40,52$$

$$D_3 = 40,52 - 23,5 = 17,02,$$

$$w_3 = 17,02 + [112,5 - (25,69 + 40,52)] 0,0187 = 17,89$$

$$D_4 = 17,89 - 12,5 = 5,39$$

$$w_4 = 5,39 - [112,5 - (25,69 + 40,52 + 17,89)] 0,0238 = 6,07$$

$$\text{Итого . . .} = 90,17$$

Сведем данные всех трех методов расчета выпарной станции в следующую таблицу:

Таблица 50.

Д а н н ы е	Кор- пуса	М е т о д ы:		
		Классена	Haussbrand'a	Тыщенко
Количество выпариваемой воды по корпусам	I	26,5 кг	26,1 кг	25,69 кг
	II	41,0 "	41,7 "	40,52 "
	III	17,5 "	18,1 "	17,89 "
	IV	5,0 "	4,0 "	6,07 "
Всего		90,0 кг	89,9 кг	90,17 кг
Расход острого пара на I корпус		26,5 + + 1,6 = 28,1	27,86 "	27,19 "

Из сопоставления данных по всем методам мы должны заключить, что метод К л а с с е н а, практически являясь вполне надежным, обладает вместе с тем такими несомненными преимуществами, как простота, удобство и скорость манипулирования. При работах, требующих большей точности, необходимо к методу К л а с с е н а дать соответствующие коррективы.

Регенерация пара. Хотя практика многократного использования пара на деле оправдала себя вполне, давая значительную экономию в топливе, однако, попытки дальнейшего использования пара в целях экономии топлива не прекращены. Сущность работ в этом направлении сводится к регенерации полученного при выпаривании жидкости пара, путем его сжатия инжектором или компрессором. Образующееся при этом повышение температуры на несколько градусов создает необходимую разность температур для утилизации пара на выпаривание жидкости в том же аппарате. Подобные идеи высказывались уже не раз: Pelletan'ом в 1830 г, Пиккардом и Вейбелем в 1870 годах, в 1900 г. Prasche и Bovillon'ом, затем Soderlund'ом и Voberg'ом в 1910 г.

Сущность подобной установки схематически может быть представлена в следующем виде (рис. 79). Пусть имеем выпарку 3-кратного действия с корпусами I, II и III. Острый пар в количестве 1 кг поступает в I корпус. Пар из I идет во II, а из II в III корпус и из III на конденсатор. Таким образом 1 кг острого пара выпаривает 3 кг воды.

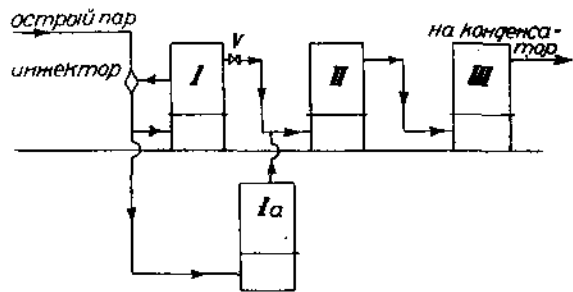


Рис. 79. Схема регенерации пара.

Допустим теперь, что 1 кг острого пара из сокового пространства I корпуса засасывает 1 кг сокового пара. В таком случае в конденсационную камеру I корпуса будет подаваться 2 кг пара. При условии точно рассчитанной поверхности нагрева для конденсации одного кг пара в конденсационной камере I корпуса сконденсируется только один кг пара из смеси в 2 кг пара. Для того, чтобы использовать второй килограмм пара из смеси мы должны будем поставить дополнительный корпус Ia, работающий параллельно и при одной температуре с I корпусом. Несконденсировавшийся 1 кг смешанного пара в I корпусе перейдет в Ia корпус и там выпарит еще 1 кг пара, который пойдет на обогрев II корпуса, а пар из II корпуса в III. Таким образом у нас воды выпарится

в I корпусе 1 кг, который забирается инжектором при закрытом вентиле *v*; в Ia корпусе 1 кг, идущий во II корпус, во II корпусе 1 кг; идущий в III корпус, в III корпусе 1 кг, идущий на конденсатор; итого 4 кг.

Как видно из приведенной схемы, выгода от применения инъекции пара соответствует той экономии пара, которая может быть получена от увеличения „эффекта“ выпарки, т. е. от увеличения кратности ее действия. В приведенном случае при инъекции 1 кг сокового пара на каждый кг острога, получаем увеличение кратности выпарки на 1, а следовательно ту экономию пара, которая получается при действии 4-х корпусной выпарки, вместо выпарки 3-х корпусной.

Иногда вместо эжектора устанавливают компрессор для сжатия пара. В этом случае приходится избегать высоких давлений при сжатии пара и, таким образом, значительного повышения полезной разности температур, так как с этим связан большой расход пара на двигатель. Поэтому применение компрессоров обычно ограничивается давлением не выше 1,4 атм., что соответствует повышению температуры на 9,6° С.

Расход пара для сгущения 1 кг пара/сек. в компрессоре и турбокомпрессоре составит:

Таблица 51.

СЖАТИЕ	Повышение температуры	Расход силы в Л. С.	
		Компрессор	Турбокомпрессор
От 1 атм. до 1,1	2,6°	28	42
„ 1 „ „ 1,2	5,1°	55	83
„ 1 „ „ 1,3	7,5°	78	125
„ 1 „ „ 1,4	9,6°	101	167

Пример установки на сахарном заводе выпарки с помощью теплового насоса приведен на схеме (рис. 80).

Пар из котельной *A* под давлением *B* перегретый до 300° С поступает в турбодинамо-машины с конденсацией. Весь пар расходуется на силовой станции и перерабатывается

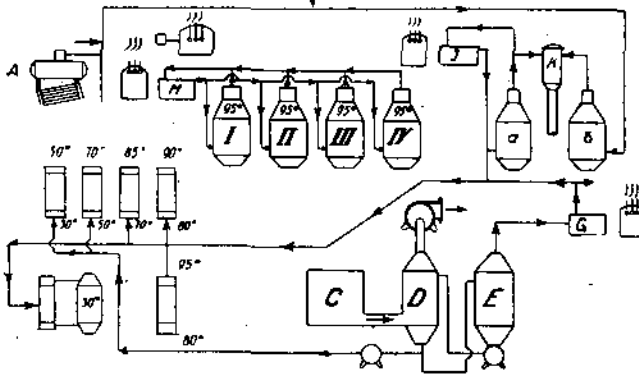


Рис. 80.

в электрическую энергию трехфазного тока. На выпарную станцию и в аппараты пар не подводится совсем. Выпарка 4-кратная с компрессором *H*, пара с котельной не получает. Все аппараты работают параллельно и имеют одинаковую температуру 95° С. Для *v*-аппарата первого продукта *a* установлен отдельный электро-турбокомпрессор *J*. Только второй *v*-аппарат снабжается котельным паром.

Турбокомпрессор попутно разрешает задачу использования энергии пара, получаемого при сушке жома. Сушка жома в *C*—производится печными газами. Насыщенные водяными парами печные газы направляются через паробразователь, работающий под разрежением до 0,4 атм. При охлаждении газов на сушильни до 70° С около трех-четвертей пара из этой смеси превращается в жидкость. Выделяющего при этом тепла достаточно, чтобы испарить столько воды, что полученного пара достаточно для нагрева calorизаторов, *v*-аппаратов

и пр. Так как пар получается давления низкого = 0,4 атм., то его подвергают сжатию. Подобная установка экономичнее обычных.

Расчет коммуникации. Расчет коммуникации пара при выпарной батарее обуславливается количеством пара, проходящего в единицу времени и разности давлений в начале и конце паропровода, т.-е. зависит от скорости пара.

Скорость сокового пара принимается от 20—25—30 м/сек.

Диаметр паропровода рассчитывается по формуле:

$$\frac{\pi d^2}{4} = \frac{FD}{60v}$$

Где:

D — количество пара, получаемое с 1 кв. м поверхности нагрева данного аппарата,

F — поверхность нагрева в кв. м этого же аппарата.

v — скорость пара в м/сек.

P — вес 1 куб. м пара в кг при соответствующем давлении.

При конструировании коммуникации необходимо обратить особое внимание на ее достаточные размеры, а также на форму.

Недостаточные размеры паропровода ведут к значительным потерям давления, а следовательно, и температуры. Эти потери составляют иногда очень большую величину — 16%.

Что касается формы коммуникации, то она не должна представлять сопротивления движению пара, так как в этом случае мы имеем потерю давления, а следовательно и температуры. Поэтому стараются избегать большого количества колен. Если же приходится ставить колена, то необходимо ставить колена по возможно большому радиусу, так как в коротко гнутых коленах струи очень сильно ударяются в противоположную стенку, образуя у n (рис. 81) пустоту, а у m сжатие струи, что связано с поглощением энергии, а следовательно, и с потерей тепла.

Не менее важное значение имеет устройство входных и выходных отверстий для пара. Отверстия должны быть таковы, чтобы для пара не было стеснений и толчков, для чего углы должны быть закруглены, как показано на рис. 82.

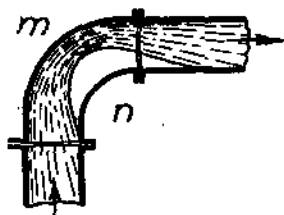


Рис. 81.

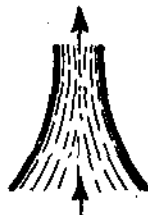


Рис. 82.

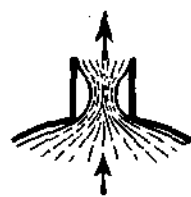


Рис. 83.

Острые же углы (рис. 83) обуславливают сжатие струи, чего, конечно, необходимо избегать.

Для определения наиболее выгодной скорости пара можно пользоваться следующей таблицей Грейнера на стр. 144.

Очистка сиропа. Полученный сахарный сироп содержит сахара в сравнении с соком в 4—4½ раза больше. Щелочность его должна была бы тоже увеличиться в 4—4½ раза. В действительности этого нет, так как происходит потеря щелочности.

Эти потери обуславливаются следующими причинами:

1) Разложением при нагревании под действием щелочей азотистых веществ сока. Это явление происходит, главным образом, в корпусах более нагретых. В этом случае потери тем значительнее, чем больше содержится в соке амидного и аммиачного азота, т.-е. когда перерабатывается свекла, долго лежавшая или провзращавшаяся в сухое лето, или позднее удобренная навозом, что способствует задержке ее вызревания.

2) Разложением сахара при нагреве.

3) Действием ферментов, появляющихся в последнем корпусе. При этом брожение развивается тем больше, чем дольше работает выварка без дезинфекции или промывки.

Если после промывки и дезинфекции выварки потери щелочности все же имеют место, необходимо увеличить щелочность на сатурации. Из способов очистки сиропов применяют, главным образом, сульфитацию, хотя рекомендуют иногда употребление гидросульфита кальция или натрия. В смысле очистки эти гидросульфиты дают те же результаты, что и собственно сульфитация, но обесцвечивание, хотя и более заметное, постоянно, повидимому, не сохраняется, что касается уменьшения вязкости, то опыты E. Saillard'a не отмечают сильной разности между действием сернистой кислоты и гидросульфитами.

Сульфитация производится, обыкновенно сернистой кислотой, получаемой или обжигом серы в печах, или жидкой сернистой кислотой. Степень щелочности оставляется в зависимости от предрасположения к потере щелочности при нагревании в дальнейших продуктах. Необходимо, чтобы в конечных продуктах оставалась некоторая щелочность. Обычно щелочность поддерживается от 0,02—0,01 г СаО на 1 л.

Обработке SO₂ подвергают или жидкий или густой сироп.

По окончании сульфитации сироп нагревается до 95° С и фильтруется на механических фильтрах. Профильтрованный сироп помещается в железный ящик внутри которого проходит змеевик, обогревается паром, что делается для того, чтобы на варку шел горячий сироп $t=90^{\circ}$, не вызывая бы выпадения муки, а способствовал перемешиванию уфельной массы.

Таблица 52.

Температура в 6° С	Давление абсол. атм.	1 м воды дает пара	Наилучшая скорость м/сек.
		Литры, куб. дециметры	
5,5	0,155	9510	500
6,0	0,200	7540	475
65	0,246	6180	450
70	0,300	5020	425
75	0,380	4100	—
76,3	0,400	39200	—
80	0,466	3380	400
81,7	0,500	3170	—
85	0,570	2800	375
86,3	0,600	2670	—
90	0,700	2340	350
93,9	0,800	2040	325
95	0,834	1960	—
97,1	0,900	1820	300
100	1,000	1650	—
102,7	1,100	1510	225
105	1,200	1390	—
107,5	1,300	1290	250
110	1,400	1200	—
111,7	1,500	1130	—
113,7	1,600	1060	225
117,3	1,800	950	—
120,6	2,000	860	200
123,6	2,200	790	—
126,5	2,400	750	175
129	2,600	690	—
131,6	2,800	630	—
134	3,000	590	150
136	3,200	550	—
138,2	3,400	520	—
140	3,600	490	140

Уваривание и кристаллизация.

Теория процесса. Полученный густой сироп в 60—65° Вх подлежит дальнейшему увариванию до 92—94° Вх в целях получения кристаллического сахара. Следовательно, в процессе сгущения из жидкой среды возникает твердая фаза в кристаллической форме, принципиально отличная от жидкого агрегатного состояния по своему внутреннему строению, так как атомы и молекулы в этой фазе ориентированы по определенным направлениям, образуя так называемую пространственную решетку. Появление этой фазы связано с изменением определенных пределов концентрации и температуры раствора. Образование кристаллов возможно только в пересыщенной среде. При достаточной степени пересыщения и переохлаждения внутри пересыщенных растворов имеет место самопроизвольное возникновение центров кристаллизации. Согласно кинетической теории вещества самопроизвольное возникновение центров кристаллизации в жидкой среде объясняется явлением ассоциации медленно движущихся молекул растворенного вещества. Однако, одного явления пересыщения еще не всегда достаточно, чтобы вызвать образование кристаллов какого-либо вещества. Было замечено, что этот процесс ускоряется путем введения кристаллов или же частей того же вещества, которые являются центрами кристаллизации. Эти центры кристаллизации могут быть образованы внесением со стороны микроскопических пылинки или даже просто ионов, полученных внутри самой жидкости действием на раствор различных ионизирующих радиаций. Также было выяснено, что преимущественными центрами кристаллизации являются не только посторонние готовые кристаллы, но и частицы пыли. Количество возникающих центров кристаллизации имеет громадное практическое значение, так как с этим связано количество и форма кристаллов. Например, для сахарного производства не безразлично получение нормального среднего размера кристалла или мелко-кристаллической муки, которая с трудом поддается дальнейшей обработке, задерживая нормальный ход производства и давая пониженный выход сахара. Отсюда понятно, что сущность процесса кристаллизации сводится к умению вызывать образование центров кристаллизации в количестве, соответствующем требованиям производства, дальнейшее же выращивание особых трудностей не представляет. Рост кристаллов идет в условиях поддержания растворов в состоянии некоторого пересыщения. Необходимый материал для этого доставляется в результате процесса диффузии и токов конвекции, идущих в жидкой фазе. Причины этих явлений заложены в самом процессе роста кристалла. При кристаллизации часть растворенного вещества фиксируется на поверхности кристалла, поэтому зона соприкосновения жидкости с гранями кристалла и по соседству с ним перестает быть пересыщенной. Наличие разности концентраций в двух смежных слоях жидкости и обуславливает, с одной стороны, процесс диффузии, или переноса растворенного вещества из более концентрированной части жидкости в менее концентрированную, с другой — вызывает нарушение гидростатического равновесия, что влечет за собой появление конвекционных или концентрационных токов, которые доставляют необходимый для постройки материал, а, вместе с тем, и отводят теплоту, выделяющуюся при образовании твердого тела.

Существуют два метода выращивания кристаллов. Один основан на поддержании среды в состоянии пересыщения при помощи испарения избытка растворителя. Другой базируется на постоянной подаче свежих растворов к поверхности кристаллов. Эти оба метода иногда соединяются в одно, как это имеет место в сахарном производстве.

Процесс кристаллизации, как это установлено опытом, может быть ускорен или замедлен в зависимости от изменения тех или иных условий кристаллообразования. Из факторов ускоряющих процесс кристаллизации, необходимо отметить явление адсорбции на поверхности кристалла молекул того же соединения, находящегося в растворе, что может быть вызвано изменением электрического

заряда, от которого зависит адсорбция, в растворенных и суспензированных частицах, находящихся на границе между двумя фазами. Пользуясь этим явлением в обратном направлении, можно задержать рост кристаллов. Так, например, прибавка коллоидальных веществ (желатина), обуславливающих защитное действие на кристаллизацию растворенных веществ (бромистое серебро), замедляет процесс роста кристаллов и ведет к образованию тонко измельченного осадка, как это имеет место при изготовлении фотографических пластинок. Замедление в кристаллизации всегда имеет место с приближением к границе насыщения данного раствора. Присутствие посторонних веществ в растворе, создавая новые физические условия кристаллизации, может сдвинуть границы равновесия между фазами. Некоторые минеральные соли, распадаясь на ионы в электролитах, оказывают пептонизирующее действие на поверхность кристалла, этому действию приписывают разрушение вновь возникающих центров кристаллизации. Примесь коллоидальных веществ задерживает процесс диффузии. В результате наличия подобных посторонних веществ в пересыщенных по отношению к.-л. вещества растворах, последние, несмотря на их пересыщенное состояние, не выделяют более кристаллов и в них не растет более и готовых кристаллов. Типичным примером такого сдвижения фаз и защитного действия коллоидов является мелясса.

Варка сиропа. С физической точки зрения варка представляет собой продолжение выпарки. Но в то время, как выпарка производится в аппаратах непрерывного действия, варка производится еще в аппаратах периодически. При уваривании сиропа с 60 — 65° Вх до плотности утфеля 92 — 94° Вх, количество подлежащей выпариванию воды составляет около 10,0%, как это видно из следующего расчета:

Если плотность сиропа — 60°
 " " утфеля — 93°
 " количество сиропа — 35%,

то $w = 35 \left(1 - \frac{65}{94} \right) \approx 10,3.$

Утфеля в среднем получается около 25%.

Подвергая фуговке утфель 1 кристаллизации, получим по весу утфеля 60—65% белого сахарного песка. Оттеки разделяются на 2 части:

- I — белой патоки получается 2 — 4%,
- II — зеленой " " 7 — 8%.

Хотя законы уваривания те же, что и приведенные выше для выпаривания, однако при уваривании приходится учитывать еще явление пересыщения.

Пересыщение. Сахар больше растворим при нагревании, чем на холоде, как это видно из следующих цифр:

Температура	Количество сахара, растворимого в 1 части воды (называется коэффициентом растворимости)
20° С	2,04 частей сахара на 1 часть воды
40° С	2,33 " " " " " "
70° С	3,20 " " " " " "
85° С	3,86 " " " " " "

Если имеется насыщенный раствор сахара, например, при 85°, то его можно охладить почти до 70° без изменения его жидкого состояния, т.-е. не вызывая кристаллизации. В таком случае раствор называется пересыщенным. Коэффициентом пересыщения называют отношение количества сахара, заключающегося в растворе к коэффициенту растворимости при той же температуре.

В данном случае коэффициент пересыщения будет:

$$\frac{3,86}{3,20} = 1,21.$$

Присутствие сахара увеличивает растворимость сахара в воде.

При доброкачественности в 75% т.-е., когда на 75 частей сахара приходится 25 частей сахара, влияние сахара очень незначительно и практически в расчет может не приниматься. Для меляссы необходимо умножить на 1,2 — 1,25 коэффициент растворимости чистого сахара в чистой воде, чтобы получить сахар в меляссе. Между доброкачественностью в 75% и доброкачественностью меляссы множительные коэффициенты могут быть определены интерполяцией.

Цель варки — получение максимума кристаллического сахара из сиропа.

Методы варки. Выделение сахара из сиропа в заводской практике раньше производилось путем варки на волос. В этом случае сироп уваривался под разрежением до такой густоты, чтобы капля сиропа, зажатая между двумя пальцами, большим и указательным, вытягивалась в тонкую не рвущуюся нить. Полученный сироп заливался в ящики, где образовывались кристаллы, росли и через сутки затвердевали в одну массу, которую выламывали ломом, растирали, отправляли на центрифуги, где промывали водой и пропаривали паром. В настоящее время варка производится на кристалл. При варке на кристалл набирают некоторое количество сиропа в аппарат и производят выпаривание до получения пересыщенного раствора. Затем подкачивают в аппарат новое количество охлажденного сиропа, что ведет к образованию кристаллов. Далее ведут выпаривание с подкачкой сиропа небольшими порциями так, чтобы происходило наращивание кристаллов. Так работают, пока аппарат не будет наполнен утфелем доверху. Готовую массу спускают в кристаллизаторы, откуда она по охлаждении идет на центрифуги для отделения сахарного песка от межкристалльной патоки.

Варка. Самый процесс варки ведется следующим образом.

1) В в-аппарат набирают около $\frac{1}{4}$ — $\frac{1}{3}$ его емкости густого сиропа, при этом учитывается, какой песок должен быть получен: крупно- или мелко-зернистый. В первом случае сиропа берется меньше, чем во втором. Во всяком случае, сиропа берется столько, чтобы он покрывал часть поверхности нагрева, которая должна быть в действии, и чтобы в конце этого периода можно было взять пробу из аппарата через крайки. Уваривание ведется при полном разрежении. В начале варки сироп очень подвижен; на зрительных обнах видны быстро поднимающиеся круглые пузыри. По мере того, как кипение становится более ровным, сироп становится более близким к насыщению.

2) В это время уменьшают разрежение до 50 — 53 см и продолжают уваривание до поднятия температуры до 90 — 92° С. К моменту высылки кристаллов сироп имеет около 85 — 87° Вх, что соответствует пересыщению 1,35 — 1,40. Готовность пробы узнается по тому, что на стенках начинают появляться продолговатые пузыри, проба по сухому стеклу не растекается, а между пальцами может быть получена тонкая нить.

3) Для закладки кристалла даются в аппарат 1 — 2 подкачки по 10 — 20 ведер густого сиропа с температурой около 60° С. Вследствие охлаждения и перемешивания массы происходит выпадение кристаллов. Проба, взятая на стекло, через несколько минут дает мелкие, но видимые кристаллы сахара. Если мало выпало кристаллов, увеличивают еще сгущение и дается добавочная подкачка, пока не получатся требуемое количество кристалла.

4) Выращивание кристалла производится 2 — 3 подкачками фильтрованного жидкого сиропа, в количестве 20 — 40 ведер.

5) Дальше подкачки даются густым сиропом, нагретым до 90° С. При поступлении в аппарат с такой температурой происходит, вследствие самоиспарения, быстрое выпаривание воды из сиропа, которая, проходя в виде пузырьков пара, хорошо перемешивает всю массу утфеля.

Подкачки должны быть такой величины (от 50 — 150 пуд.), чтобы каждая из них поддерживала пересыщение немного выше, чем состояние насыщения.

Разрежение после каждой подкачки увеличивается и к середине варки должно быть полным. Температура при этом повышается до 74° С. Вместе с тем, Вх межкристалльной патоки падает с 86° — 87° Вх до 83° — 84° Вх.

6) Во второй половине варки пересыщение несколько повышается, а Вх межкристалльной патоки повышается до 85° Вх.

7) Закачивают уваривание введением 2—3 подкачек белой патоки и коларовки.

8) В целях понижения доброкачественности межкристалльной патоки иногда дается одна подкачка зеленой патоки.

9) Окончательная норма сгущения устанавливается эмпирически и кончается, обыкновенно, когда Вх утфеля = $92,5$ — $93,5^{\circ}$, т.е. содержание воды в нем не превосходит $\cong 8^{\circ}/_0$.

10) Так как готовый утфель весьма густ, что и затрудняет спуск его, то поэтому перед спуском утфель раскачивается патокой, полученной с центрофуг при пробелке утфеля до заливки последнего водой и пропаривания паром, т.е. зеленой патокой. Подкачиваемая патока должна быть нагрета до 90° , что необходимо для лучшего перемешивания патоки с утфелем, так как при пониженном давлении образуются вследствие вскипания патоки пузырьки пара и производят перемешивание утфеля и патоки. Кроме того, нагретая патока устраняет образование вновь мелких кристаллов. Через $1/4$ часа после этого производят спуск аппарата. После того как аппарат опорожнен, для удаления оставшихся частиц утфеля на поверхности, его пропаривают паром; стекающая жидкость отводится в мешалку или в особый ящик. Конец пропаривания определяется по малой окрашенности вытекающей жидкости и по чистоте зрительных окон. Необходимое время для варки одного аппарата от 4 до 6 часов.

Трудная варка сиропа. При хорошей варке сироп кипит, не пенясь, скоро сгущается до пробы. Кристалл легко заводится, растет довольно быстро и имеет довольно правильный вид, отличается блеском и твердостью, утфель представляет полусухую рассыпчатую массу без комьев.

Трудная варка на кристалл выражается в слабом кипении сока, сок находится как-бы в покое, долго сгущается до пробы, кристалл плохо растет, утфель не отваривается полностью и представляет собой жидкую массу.

Причина этого явления—порченая свежда или неправильная работа на предыдущих станциях. Липпманн приписывает тяжелое кипение присутствию основных известковых солей. В качестве мер для борьбы с известковыми солями Herzfeld указывает на необходимость полного разрушения инвертного сахара и применение достаточного количества извести при очистке сока.

Другие способы—применение фосфорной кислоты и жиров—дают мало удовлетворительные результаты, а иногда ведут к затруднениям при переработке чистых продуктов. Лучшие результаты достигаются с применением SO_2 или соды, при этом перед фильтрацией сока рекомендуется его кипятить для более полного осаждения извести. Если прибавление соды не приносит пользы, то тяжелое уваривание обусловливается присутствием пектиновых веществ. Против них помогают понижение температуры на диффузии и увеличение извести на дефекации.

Варочные аппараты. Впервые *в*-аппарат был изобретен Говардом в 1818 г. Аппарат представляет собой шарообразный котел с двойным дном. Производительность этого аппарата была незначительна. Впоследствии стали строить *в*-аппараты с серпентинами внутри, чем увеличивалась поверхность нагрева. Но змеевикам присущи следующие недостатки:

1) Образующаяся конденсационная вода заливает значительную часть змеевика, чем уменьшает его теплопередачу;

2) В конце змеевика падает давление пара, уменьшается разность температур, и следовательно, уменьшается теплопередача.

В целях устранения этих недостатков появились аппараты с поверхностью нагрева из гнутых в виде лиры трубок (рис. 84). Трубы располагаются в виде лиры в несколько рядов друг над другом (9 этажей) по несколько трубок в ряду (8 рядов). Одни концы входят в одну камеру, другие в другую. В одну из камер пускают пар, из другой отводят конденсат и несконденсировавшиеся газы. В-аппарат (рис. 85) представляет собой вертикальный цилиндрический котел. Верхняя часть закрыта выпуклой крышкой, посредине которой имеется ловушка с флянцами для труб, отводящими пар на конденсатор. Под отверстием помещается железный щит, препятствующий попаданию сиропа в трубу, идущего на конденсатор. Нижняя часть котла коническая, с круглым отверстием внизу, служащим для спуска утфеля. Размеры аппарата зависят от суточной переработки. На 30000 килограмм размеры будут: диаметр — 8,5 м, высота цилиндрической части около 4,5 м, конической — 1,5 м. Из горизонтальных аппаратов применяются системы



Рис. 84. Горизонтальный разрез вакуум-аппарата „Лира“.

системы Лекса-Герольда, сходные по внешнему виду с горизонтальными выпарными аппаратами, но с двускатным дном. На передней и задней стенках прикреплены паровые камеры, разделенные перегородками на несколько отделений. В днища камер входят стальные или латунные трубки диаметром около 50 мм и длиной около 4,5 м.



Рис. 85. Вертикальный вак.-аппарат.

Число трубок зависит от поверхности нагрева. Расположение перегородок в паровых камерах делается так, чтобы пары возможно было впускать сперва в нижние ряды трубок, затем в средние и, наконец, в верхние.

Вверху имеется отверстие, ведущее пар в ловушку. В ловушке 2 перегородки, расположенные наклонно, одна из них не доходит до низа, другая до верха цилиндра. Вверху имеется отверстие для отвода пара на конденсатор.

Размеры аппарата в нижней части зависят от длины и числа трубок и числа камер. Высота верхней части обуславливается емкостью аппарата и стремлением воспрепятствовать выбрасыванию сока. На 30000 кг размеры могут быть: ширина — 3 м, длина, около 5 м, высота — 3,5 м.

К числу горизонтальных аппаратов относится аппарат с элементами Витковича (рис. 86). Отличие этого аппарата состоит в поверхности нагрева, представляющей собой коробку квадратного сечения, которую проходят, наклонно перекрещиваясь, пучки трубок, обогреваемых снаружи паром. Сироп проходит внутри трубок. Благодаря наклонному положению трубок, легче проходит отделение конденсата, а движение сока идет снизу вверх по трубкам как справа, так и слева, чем достигается циркуляция сока. Элементов Витковича в аппарате обычно устанавливается три.

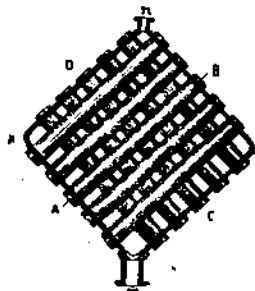


Рис. 86. Разрез элемента Витковича.

Очень интересным по мысли и ценным в техническом отношении является непрерывно-действующий в-аппарат системы М. Д. Зуева-Востокова, скон-

отруированный и испытанный впервые в Лаборатории Харьковского Технологического Института на опытной станции и практически осуществленный в кампанию 1925/26 г. инженером Востоквым на Капустянском сахарозаводе. Как видно из рис. 87, прибор представляет собой обычный *в*-аппарат, соединенный герметически с мешалкой помощью трубы с шибером. Высота трубы 7—8 м, в зависимости от величины барометрического давления. Емкость мешалки и трубы — полтора аппарата.

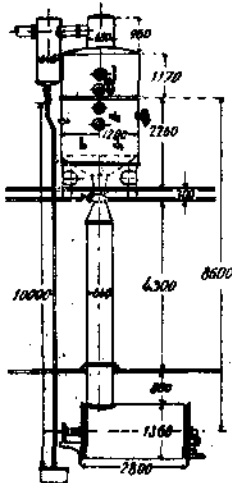


Рис. 87. Непрерывно-действующий *в*-аппарат Зуева-Востокова.

Работа состоит в следующем. При закрытом шибере на трубе набирают аппарат и варят. Когда первая варь готова, ее спускают в мешалку. Затем производят вторую варку. Когда аппарат готов, открывают шибер и окончательно заполняют мешалку, трубу и часть аппарата, после чего при открытом шибере на трубе, ведут непрерывно варку аппарата, а через шибер мешалки отбирают утфель на центрофуги. Заводить нового кристалла не приходится, он непрерывно зарождается, так как межкристалльная среда всегда находится в состоянии большей или меньшей степени пересыщения, и каждая, определенной величины, подкачка новой порции сиропа вызывает выпадение новых кристаллов. Образовавшиеся кристаллы, опускаясь на дно, растут за счет межкристалльной среды, истощая ее. Осажденные и удаление из аппарата кристаллов происходит равномерно.

Испытание, произведенное специальной комиссией, установило, что при простоте конструкции аппарат дает продукты не хуже, чем в обычных *в*-аппаратах периодического действия.

Независимо от системы все аппараты должны быть снабжены следующей необходимой арматурой:

- 1) Два манометра — один указывает разрежение, а следовательно, температуру отходящего пара, другой указывает давление греющего пара.
- 2) Один термометр для указания температуры утфеля.
- 3) Один кран для масла.
- 4) Один воздушный кран для „ломки“ давления (разрежения).
- 5) Питательная труба для сока.
- 6) Лаз для человека.
- 7) Выгрузное отверстие.
- 8) Вентиль для регулирования притока пара на конденсатор.
- 9) Вентиль для подвода греющего пара.
- 10) Паровой вентиль для пропарки.
- 11) Ловушка.
- 12) Коммуникация для удаления несконденсировавшихся газов в паровых камерах.
- 13) Автоматы для конденсата.

В-аппарат представляет собой по принципу своего устройства выпарной аппарат простого действия. Его цель — получение густой смеси кристалла сахара и межкристалльного сиропа. В процессе работы аппарата, с изменением консистенции массы, изменяется температура, давление, плотность, теплоемкость и коэффициенты теплопередачи. Однако, для расчета можно вполне ограничиться обычными формулами, принимая во внимание средние данные.

Пример. Определить расход пара и поверхность нагрева *в*-аппарата для переработки 100 кг. свежлы в минуту, если:
 количество поступающего на уваривание сиропа = 35% по весу свежлы;
 начальная температура сиропа = 90° С;
 уваривание производится с 65° Вх до 94° Вх;

средняя за весь период варки температура кипения утфельной массы = 77° С.
 температура греющего пара = 108° С;
 потери на лучеиспускание в аппарате = 5⁰/₀.

В таком случае имеем: количество выпариваемой воды:

$$W = 35 \left(1 - \frac{65}{94} \right) \cong 10,3\%.$$

Расход тепла на выпаривание 10,3 кг воды при T — 77° С составит 10,3 (λ₇₇ — 77) = 10,3 (630 — 77) = 5696 калорий.

Отсюда необходимо вычесть тепло, выделяющееся из поступающего в аппарат сиропа и расходное на самоиспарение в виду более высокой температуры сиропа по отношению к температуре кипения утфельной массы. Если теплоемкость сиропа = 0,6, то 35x (90 — 77) 0,6 = 273 калориям.

5⁰/₀ на потери через лучеиспускание дадут около 329 калорий.

Общий расход тепла на выпаривание 11,9 кг воды получим:

$$5696 + 329 - 273 = 5752.$$

Находим расход пара:

$$D = \frac{5752}{\lambda_{108} - t} = \frac{5752}{642,0 - 108,0} = 10,8 \text{ кг} \cong 11,0\%.$$

Для определения поверхности нагрева примем, что коэффициент теплопередачи за все время варки в среднем составляет 12 калорий в мин. (Бельке). Среднюю разность температур берем

$$\text{minimum } \theta = 108 - 85 = 23^{\circ} \text{C}.$$

Допустим, что варка длится 6 часов. На набор аппарата сиропом, раскочку, спуск и пропарку требуется времени один час. В таком случае 6-тичасовое количество утфеля должно быть уварено за 5 часов; отсюда количество конденсирующегося пара кг получится равным:

$$\frac{11,0 \times 6}{5} \cong 13,2 \text{ кг/мин.}$$

Поверхность нагрева получим:

$$F = \frac{13,2 \times (642,0 - 108,0)}{12 \times 23} \cong 26,0 \text{ кв. м.}$$

Для завода, перерабатывающего 1000 т в сутки, необходимая поверхность нагрева будет:

$$F = 26,0 \times 700/100 = 180,0 \text{ кв. м.}$$

Если поставить два аппарата, то поверхность нагрева каждого составит около 90 кв. м.

Емкость каждого аппарата определяется из условия, что на каждом аппарате будет сварено не менее 4 варей в сутки. Если утфеля примем около 25% по весу свеклы, то 6-тичасовое количество утфеля будет 25 × 60 × 6 × 700/100 = 63000 кг. Следовательно, емкость каждого аппарата будет около 31500 кг, т.е. около 2000 пуд.

При решении вопроса о выборе величины аппарата необходимо учесть неравномерность расхода пара. Поэтому, не всегда удобно ставить один большой варочный аппарат; но много мелких тоже невыгодно ставить, так как частый набор и спуск утфелей связан с потерей времени.

Свойства утфеля. Состав утфеля: воды 6%, Вх 94°, сахара — 87,5%, несахара 6,5%, зола 2%, органического несахара 4,5%. Доброкачественность 98%. Состав утфеля зависит как от состава свеклы, так и от способа работы. Утфель, сваренный с подкочкой оттеков, будет иметь другой состав, чем сваренный из чистого сиропа.

Знание качественных и количественных отношений составных частей утфеля может иметь не только теоретическое, но и практическое значение.

Сравнивая состав утфеля с диффузионным соком, можно установить степень очистки после дефеко-сатурации, а так же при выпаривании и уваривании.

Что касается физических свойств, то нормально сваренный утфель не должен быть чрезмерно густым, так как это может повести к выпадению вторичных мелких кристаллов в мешалках, затем масса сильно пристава-ла бы к стенкам и служила бы затруднением при спуске утфеля. Кроме того, кристалл должен быть равномерным и такого размера, чтобы задерживался на ситах. Утфель должен обладать известной ломкостью, т.е. он должен рассыпаться и обладать незначительной клейкостью или вязкостью. Светлые утфеля оцениваются выше, чем темные, хотя они не всегда дают более белый сахар. Окраска утфелей зависит кроме окрашенности начальных материалов сиропов и отсеков, от продолжительности и температуры варки. Продолжительный нагрев при высокой температуре ведет к карамелизации сахара, т.е. образованию гуминовых веществ, что составляет неопределенные потери в производстве.

Кристаллизация. Полученный утфель прежде, чем подвергнуть фуговке, подвергается, в целях увеличения выхода сахара, охлаждению. Обычно,

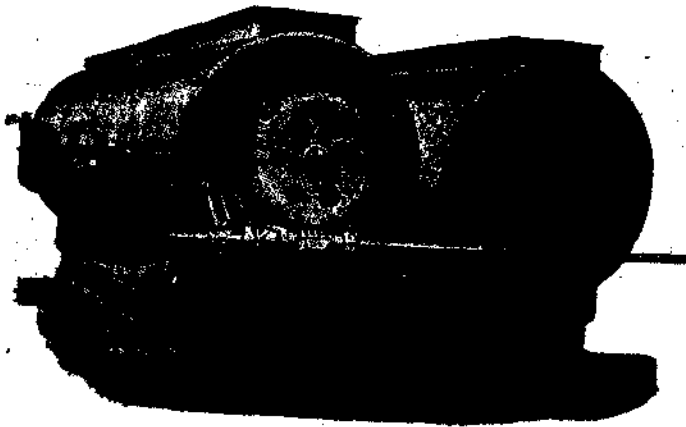


Рис. 88. Кристаллизаторы.

обработка ведется в кристаллизаторах, куда спускается утфель из аппарата. При охлаждении в кристаллизаторе конечно, пересыщенный сахарный раствор выделяет еще сахар в кристаллическом виде, который обуславливает дальнейший рост кристаллов. При охлаждении с 70°С до 50°С выделяется еще около 4% сахара. Охлаждение производится в мешалках, кристаллизаторах разных систем.

(Рис. 88). Кристаллизатор представляет собой клепаный цилиндрический котел или прямоугольный, с полукруглым дном, открытый ящик. Внутри его проходит винтовая мешалка, делающая полуоборот или $\frac{3}{4}$ оборота в 1 мин. Размеры мешалки делаются равной емкости одного аппарата плюс некоторый запас на случай подкачки патоки. Расход силы на одну такую мешалку около 2 л. с. Мешалки при каждом аппарате устанавливаются для достижения непрерывности в работе. Время пребывания утфеля в мешалке около 12 час.

Количество мешалок может быть определено по формуле (считая одну в запас):

$$h + 1 = \frac{Qpt}{100 \cdot 24 \cdot q}$$

где: Q — суточная производительность завода в кг
 p — количество утфеля в %
 t — время кристаллизации в часах
 n — число мешалок
 q — емкость одной мешалки.

Если $Q = 1000$ т = 1000000 кг, $p = 25\%$, $q = 32000$ кг, $t = 12$,

то

$$h + 1 = \frac{1000000 \cdot 25 \times 12}{100 \times 24 \times 32000} = 4 + 1 = 5 \text{ штук.}$$

Фуговка и пробелка. Для отделения межкристалльной патоки от сахара утфель из мешалок поступает на центрофуги. Для равномерности подачи и устранения комков утфель сперва поступает в утфелераспределитель. Последний представляет собой полукруглый железный жолоб шириной около 0,5 м и глубиной около 0,85 м. Внутри его проходит вал с кулаками, концы которых соединены железной лентой по спирали. В стенках, обращенных к центрофугам, имеются отверстия, закрываемые задвижкой. Для выпуска утфеля в центрофугу из распределителя служат раштаки. Утфелераспределитель располагается на некоторой высоте над центрофугами. Мешалка внутри распределителя делает 10—12 оборотов в 1 мин. Расход силы 0,5 Л. С.

Центрофуги. Устройство центрофуги основывается на применении центробежной силы. Если через P обозначим вес тела, движущегося на окружности радиуса r со скоростью—

$$V = \frac{2\pi r n}{60},$$

через g — ускорение силы тяжести равное 9,81, получим выражение для центробежной силы:

$$F = \frac{Pv^2}{gr} = \frac{4\pi^2 n^2 Pr}{3600g},$$

следовательно, центробежная сила пропорциональна:

- 1) радиусу барабана,
- 2) весу тела P ,
- 3) квадрату числа оборотов в одну минуту.

В отношении расходуемой энергии E для приведения центрофуги в ход такая может быть представлена следующей формулой. Если обозначим массу тела через $m = \frac{P}{g}$, то

$$E = \frac{1}{2} mv^2 = \frac{1}{2} \cdot \frac{P}{g} v^2. \text{ Так как } v = \frac{2\pi r n}{60},$$

то имеем:

$$E = \frac{1}{2} \cdot \frac{P}{g} \cdot \frac{4\pi^2 r^2 n^2}{3600}.$$

Расчет центрофуг. Пусть требуется определить число центрофуг для завода, перерабатывающего в сутки 1000 т свеклы, их размеры и расход силы.

Для этого примем следующие данные:

1. Толщина слоя утфеля на барабане = 130 мм.
2. Нагрузка утфеля на 1 кв. м составляет = 180 кг.
3. Продолжительность одной операции = 15 мин.
4. Число операций в сутки на одной центрофуге = 90.

Отсюда находим, что на 1 кв. м центрофуги в сутки перерабатывается $180 \times 90 = 16200$ кг. При 25% утфеля количество его составит $1000 \times 0,25 = 250$ т или 250000 кг. Следовательно, необходимая поверхность центрофуг будет $250000 : 16200 = \sim 15,5$ кв. м. Примем диаметр центрофуги $\varphi = 1200$ мм высоту $H = 600$ мм, отсюда площадь сит будет равна $S = \pi \varphi H = 2,26$ кв. м, а число необходимых центрофуг $15,5 : 2,26 \cong 7$. Ставим одну в запас, получим всего 8 центрофуг.

Для определения расхода силы воспользуемся формулой:

$$E = \frac{1}{2} \cdot \frac{P}{g} \cdot \frac{4\pi^2 r^2 n^2}{3600}.$$

Пусть число оборотов $n = 900$ мин.

Вес барабана $p = 160$ кг.

Вес всей массы (утфеля и барабана) $P = 180 \times 2,26 + 160 = 407 + 160 = 567$ кг; $g = 9,81$.

Следовательно,

$$E = \frac{567}{2 \cdot 9,81} \times \frac{4 \cdot (3,41)^2 (0,6)^2 900^2}{3600} = 93079 \text{ кгм.}$$

При задании дается 2—3 минуты на разгон, т.е. для получения максимальной скорости. В таком случае расход силы находится

$$N = \frac{E}{75 \cdot 2 \cdot 60} \cong 10 \text{ Л. С.}$$

Во втором периоде машине приходится преодолевать сопротивления трению в подшипниках и трение поверхности барабана в воздухе; последнее выше первого. В этом случае скорость постоянна, и кинетическая энергия не возвращается, а расход силы составляет около 30% от затраченной при пуске, т.е. в данном случае около 3 Л. С.

Различают 2 типа центрифуг — подвесные и опирающиеся. К первым относятся наиболее распространенные центрифуги Вестона (Глазго, Англия) и ко вторым — Рудольфа (Германия). Современная центрифуга системы Вестона (рис. 89 и 90) состоит из стального вала, на котором насажен дырча-

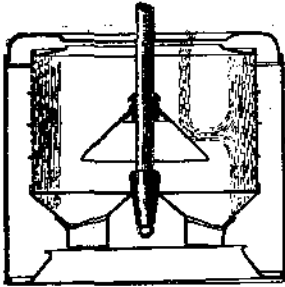


Рис. 89. Центрифуга Вестона.

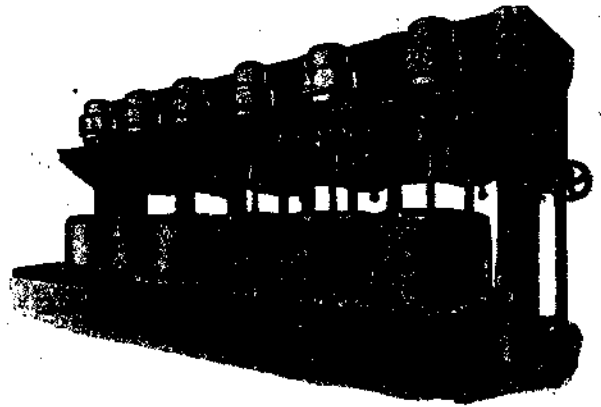


Рис. 90. Общий вид центрифуги Вестона.

тый барабан. Барабан склепывается или сваривается из листовой стали, толщиной 5—6 мм. Снаружи барабан охватывается несколькими стальными обручами. В стенках барабана имеются отверстия диаметром в 5—6 мм, расположенные друг от друга на 25—30 мм. На барабан накладывается обычно два сита—одно с крупными клетками из проволоки, так называемое подкладочное сито, а другое мелкое штампованное с продольными щелями или мелкое плетеное. В днище барабана имеется отверстие для выгрузки сахара. Барабан окружен металлической рубашкой, так что между ними остается свободный промежуток. Внизу рубашки имеем отверстие для выхода патоки, вверху—для выхода пара. Сверху кожух закрывается двумя крышками. Верхний конец вала опирается на шариковый подшипник, в котором может свободно вращаться. В движение, центрифуга может быть приведена ременной передачей, для чего позади центрифуг располагается вал со шкивами против каждой из них. Шкивы снабжены соединительными муфтами особого устройства. Кроме того, для остановки, центрифуги снабжаются тормозами. Иногда ременная передача заменяется гидравлической. В этом случае на верхней части вала устанавливается водяная турбина, в которую поступает вода под давлением в 10—12 атм. Можно так же центрифугу привести в движение помощью электричества. В этом случае на верхнюю часть вала насаживается мотор, питаемый током от генератора. В последних двух случаях отсутствие трансмиссии и связанных с этим расходов на ремни и смазку, а так же удобство расположения центрифуг составляют их положительные стороны.

Производительность центрофуг зависит от их диаметра и числа оборотов в 1 минуту.

Обычно диаметры бывают:

диаметр . . . $\varphi =$	36	42	48 дюймов
высота . . . $h =$	20	25	30 "
число оборотов . . .	1100	1000	900 в 1 мин.
нагрузка . . . $P =$	10	15	25 пудов
Производительность в 1 сутки около .	1000	1500	2500 пудов

Продолжительность одной операции на центрофуге:

нагрузка . . .	0,5 мин.
фуговка . . .	2 "
промывка . . .	8 "
выгрузка . . .	2 "

12,5 мин.

Расход силы составляет:

для $\varphi = 36$ дюймов	10 Л. С.	при пуске	1,75	на ходу
" $\varphi = 42$ "	12 Л. С.	" "	2,75	" "
" $\varphi = 48$ "	15 Л. С.	" "	3,5	" "

Из этих цифр видно, что расход силы не остается постоянным, а варьирует в больших пределах. В этом отношении интересны опыты E. Saillard'a, который определял расход энергии на центрофуги при пуске и на ходу. (Рис. 91). Расход энергии меньше подвергается изменениям, когда на заводе много центрофуг, находящихся в работе в различные моменты. Центрофуги большего диаметра предпочтительней, как требующие меньшего расхода рабочих рук, а так же на ремни, смазку и расходы по их установке.

Особенность центрофуг Рудольфа в том, что вал нижним концом опирается на шариковый подшипник, а верхний конец проходит через днище барабана и скрепляется с ним наглухо посредством гайки с резьбой. Посередине вал охватывается муфтой, соединенной с чугунными стойками. Внизу на вал насажен шкив, приводимый в движение ременной передачей. Выгрузка сахара производится через отверстия внизу. Производительность и расход силы такие же, как и для центрофуг Вестона.

На некоторых заводах существуют старые центрофуги Кайля, употребляемые для второго продукта. Их особенность: привод снизу, выгрузка сверху, т.е. песок приходится выгребать вручную, что сопряжено с потерей времени, почему их производительность невелика. При проектировании необходимо обратить внимание на прочность центрофуг, так как давление на стенки достигает до 12 атм. Стенки должны выдерживать давление в 3 — 4 раза большее, чем требуется.

Для успешности работы центрофуг необходимы следующие условия.

- 1) Утфель не должен быть очень густым, так как в таком случае получится неравномерная пробелка — нижние слои, как более толстые, будут желтее, чем верхние. Для избежания этого утфель разбавляют оттоком.
- 2) В утфеле не должно быть комьев, так как кроме того, что комки не будут достаточно пробелены, они нарушают равномерность нагрузки стенок

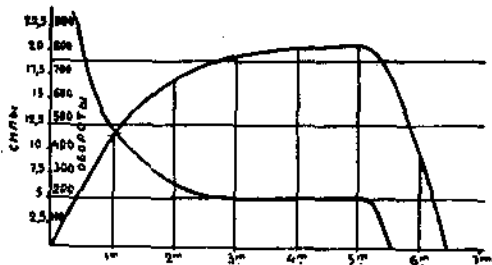


Рис. 91. Схема работы центрофуги.

центрофуги и могут повести к несчастиям. Во избежание этого утфель должен быть тщательно перемешан.

3) Количество утфеля должно быть таково, чтобы он мог покрывать стенки центрофуги ровным слоем достаточной толщины, не выходя за края барабана. Равномерное распределение утфеля по стенкам центрофуги достигается загрузкой ее на ходу.

Сущность процесса, происходящего на центрофуге, сводится к следующему. С увеличением скорости происходит отделение межкристалльной патоки, которая затем почти перестает выделяться. В это время производят заливку водой или раствором оттока в количестве $\frac{1}{2}$ — $\frac{3}{4}$ ведра, что способствует разжижению оттока и лучшему его отделению. Затем в барабан и барбатору пускают пар. Высокая температура пара, а так же присутствие сконденсировавшейся воды сообщает достаточную подвижность межкристалльному сиропу и способствует его окончательному отделению, вследствие чего сахар вполне отбеливается и становится чистым и блестящим. Пар применяется с давлением 3—4 атм., но должен быть сухой, для чего на пути его к центрофугам устанавливается водоотделитель.

Оттеки, выходящие из центрофуги, собираются раздельно: первый до заливки, второй после заливки. В этом случае первый оттек называется зеленой патокой, а второй—белой. Иногда ведут работу и три оттека: первый до заливки, второй после заливки и вначале пропарки и третий в конце пропарки. В этом случае даны оттекам следующие названия:

- I — зеленая патока,
- II — желтая "
- III — белая "

Для отделения оттеков служат два или три жолоба, смотря по числу даваемых оттеков, куда патоки из под центрофуги направляются по лоткам с отверстиями над каждым жолобом. Отверстия эти могут быть закрываемы деревянными пробками. Применяются автоматические распределители, устраивающиеся на принципе разделения оттеков по их удельному весу.

Главные затруднения при фуговке сахара обуславливаются качеством несахаров, присутствием мелких кристаллов сахара-муки степени пересыщения межкристалльной патоки. Последние два берут начало во время варки, если происходит слишком быстрая варка с очень большим коэффициентом пересыщения для межкристалльного сиропа. Их действие может усугубиться во время кристаллизации, если скорость охлаждения очень велика по отношению к степени пересыщения и несахарам межкристалльной патоки. В этом случае прибегают к заливке, но при этом необходимо иметь в виду, что с увеличением заливки увеличивается доброкачественность оттеков, тогда как выход сахара уменьшается, в зависимости от продолжительности пробелки, количества воды и пара, употребленного для пробелки, температуры пара и количества „муки“ в утфеле.

Сушка и хранение сахарного песка. Из-под центрофуг влажный и горячий сахар транспортируется на сушку. Для транспортирования служат шнеки или транспортер Крейсса. Неудобство шнека—измельчение кристаллов сахара.

Обычные размеры шнека: диаметр = 250—500 мм. Число оборотов в 1 мин. — 25—50, ход винта 250—350 мм.

Трясучки Крейсса — представляют собой неглубокий жолоб с плоским дном; жолоб поддерживается деревянными шинами из планок, соединенными при помощи чугунных тиг с балками на полу. Ко дну жолоба прикреплен конец кривошипа коленчатого вала. При вращении вала жолоб получает движения вперед и назад. При ширине жолоба около 0,75 м и 30 оборотов вала в 1 мин., т.-е. при 60 качаниях в мин. производительность трясучек до 10000 пуд. в сутки

и расход силы около 3 Л. С. Со шнека или трясучки сахар поступает на карманный элеватор. Карманы делаются из белой жести. Скорость $v = 0,7 \cong 0,1$ м/сек. Емкость карманов—около 3 дм.

Для охлаждения и высушивания сахарного песка применяется аппарат системы Фальцмана, представляющий клепаный барабан, вращающийся на горизонтальном валу. По внутренней стенке по винтовой линии расположены планки, благодаря чему песок пересыпаясь с одной планки на другую подвигается вперед. Барабан открыт с обеих сторон. С одной стороны внутри барабана часть сплошных стенок заменена ситами. Сахар по желобу поступает с одного конца в барабан помощью планок, пересыпаясь подается к другому концу, где проходит через сита и поступает на транспортер; оставшиеся комочки собираются отдельно. При соприкосновении песка с холодным воздухом последний нагревается, его влагоемкость увеличивается, и он поглощает воду из сахара, последний же вследствие этого высушивается и охлаждается. Содержание влаги падает с 0,5% до 0,05%, а температура с 70° до 30° С. Размеры барабана $\varphi = 1,5-2$ м, длина 3—5 м. Число оборотов 3—5 в минуту. Такой барабан высушивает 10000 пуд. сахара. Расход силы около 2 Л. С. Для успешного действия аппарата к нему иногда присоединяют вентилятор, но в этом случае необходимо ставить ловушки для сахарной пыли.

Высушенный сахар подается на сушку, расположенную обычно во 2-м этаже и представляющую собой чистое, светлое, сухое, просторное и отапливаемое помещение. В полу делаются 2—3 отверстия, соединенные снизу с желобами и шиберами. По ним сахар спускается в нижнее помещение, где насыпается в мешки, взвешивается, зашивается (рис. 92), пломбируется, снабжается клеймом, на котором обозначается вес, номер дата, завод. Мешки джутовые частые, чтобы не проходил сахар и настолько прочные, чтобы не лопались при наложении друг на друга в несколько рядов. Размеры мешка: длина 42 вершка, ширина 28 вершков.

При установке центрофуг необходимо обращать внимание на их правильное оборудование в целях экономии в расходе пара, правильности фуговки и удобства работы, как то предложено М. Я. Дегтярем. Сущность этого оборудования сводится к следующему:

1. Центрофуга должна быть хорошо изолирована.
2. Во время работы верхнее и нижнее отверстия должны быть закрыты, для чего загрузочное отверстие снабжается плотными крышками а выгрузка—шибером.
3. Наточный штудер снабжается гидравлическим затвором.
4. Пар подсушивается, проходя водоотводчик или диафрагму.
5. Раздел паток производится спереди центрофуг.
6. Снаружи и изнутри внешнего корпуса устраиваются козырьки так, чтобы паточка перетекая из верхнего (внутри) в нижний (наружи) давала бы возможность по силе струи и цвету оттока судить о ходе работ.

Свойства сахарного песка. Хороший сахарный песок должен состоять из кристаллов средней величины одинакового размера, по возможности

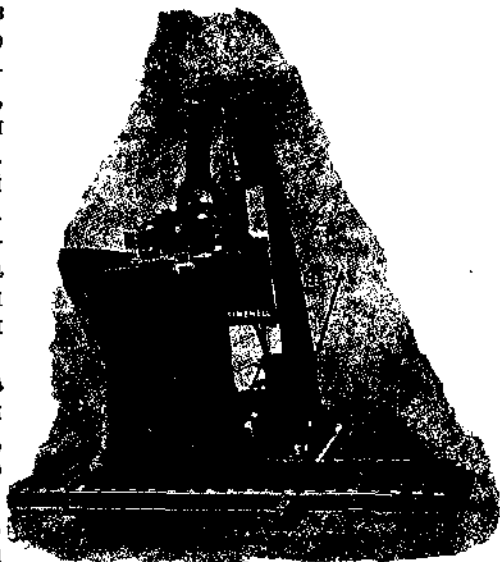


Рис. 92. Шивка мешков.

отличаться правильностью и обладать блеском; в нем не должно быть сахарной муки. Он должен быть совершенно сухой и не расплываться при насыпании в кучу. По внешнему виду должен быть белого цвета и в нем не должно содержаться посторонних веществ. При растворении должен давать прозрачный, мало окрашенный сироп.

По анализу содержание сахара составляет 99,5—99,8%, в среднем 99,7%;

влаги 0,025% до 0,10%, в большинстве случаев 0,05%;

несахара 0,15%—0,3%;

зола 0,025%—0,05%;

органического сахара 0,1—0,25%.

В хорошем сахаре не должно быть обнаружено инвертного сахара. Сахар желтого цвета с неравномерным кристаллом, влажный, липкий, указывает на то, что он получен от плохой свеклы или от неправильной очистки. Если сахарный песок располагается, будучи сложен в кучу (живой песок) и если в нем находится инверт, это указывает, что сахар плохо сохранился (лежалый сахар).

Склад. Сахарный песок в мешках хранится на складах. Склады должны быть сухие, их поэтому нельзя располагать вблизи водоемов. Для избежания сырости от почвы фундамент изолируется асфальтом, а самое подполье должно быть снабжено достаточным количеством отверстий для вентиляции. Размеры склада зависят от суточной производительности завода и от количества сахара предполагаемого к хранению на нем. При расчете принимают, что на 1 куб. саж. емкости склада приходится 250 пуд. сахарного песка. Склад длиной 40 саж. и шириной 6 саж., высотой 5 саж. вмещает около 250000 пуд. сахара. Сахар в мешках укладывается рядами один над другим. Число рядов 15—20, а высота их около 6—8 арш.

Зимой склады отапливаются, чтобы температура воздуха в складе была не ниже 5° С. В неотапливаемых складах зимою наблюдается отсыревание сахара. Сахар при хранении в сухом виде и в сухом помещении является вполне сохраняемым. Порча сахара обуславливается наличием влаги и действием микроорганизмов, попадающих из воздуха. В этом случае щелочные на фенолфталеин сахара сохраняются лучше, чем нейтральные, а тем более кислые. С увеличением кислотности возрастает редуциционная способность сахара. Во влажных песках влажность может увеличиваться до 0,1% и инверт до 0,1%.

Сахарный песок может непосредственно поступить на рынок или идти сперва на рафинирование. По содержанию сахара рафинад мало отличается от песка, если в песке сахара 99,7%, то в рафинаде 99,9%. Главное отличие состоит в том, что рафинад представляет твердое вещество, что является более удобным при транспортировании, массовых выдачах, выгодным при употреблении, помимо приятного белого цвета и чистого вкуса самого продукта.

Контроль варки. Варка аппарата является весьма важной работой в производстве песка, так как здесь песок получает свои главные свойства— размер кристалла, вид и способность к хорошей пробелке и сушке. Испорченный здесь утфель трудно обработать в дальнейшем. Однако, несмотря на такое значение этого процесса варка до сих пор находится в руках практиков и зависит исключительно от их навыков и опыта.

Основы теоретического знания еще не служат базой этого процесса, но попытки в этом направлении уже сделаны. Для того, чтобы овладеть процессом варки был предложен Сигин'ом брасмоскоп. Главными частями брасмоскопа являются:

1) термометр, погруженный в середину в-аппарата, показывающий температуру кипения сиропа в нем;

2) ртутный барометр, открытый конец которого соединен с внутренним пространством в-аппарата. Барометр служит для измерения вакуума соответствующего температуре кипения сиропа;

3) три градуированные шкалы в виде логарифмической линейки, помещенные вертикально на внешней стороне в-аппарата. На рис. 93 показаны барометр и градуированные шкалы. Из них—центральная D разделена на градусы Vx и скользит между шкалами V для вакуума и T для температур.

Сущность работы с брасмоскопом сводится к следующему. Пусть барометр показывает 700 мм, что соответствует температуре кипения — 60° С.

Шкала D ставится так, чтобы нуль этой шкалы совпадал бы с вакуумом шкалы V . Скользящий по шкале T указатель устанавливается точно на наблюдаемую в этот момент температуру кипения в аппарате, тогда другой конец этого указателя на шкале D укажет брикс кипящего сиропа. Температуры на шкале T представляют собой точки кипения чистой воды соответственно вакууму на шкале V . Так, например, если вакуум равен 700 мм, то чистая вода кипит при температуре 40,9° С. В то же время температура кипения сиропа была 60° С. Следовательно, разница 19,1° С обусловлена растворенными веществами. Если сироп содержит только чистую сахарозу и воду, то это повышение точки кипения соответствовало бы 89,8% растворенной сахарозы. Если сироп содержит и несахар, то 89,8 представляет собой Vx , т. е. видимое содержание сух. веществ и количество воды в сиропе будет 100—89,8—11,2%.

С другой стороны— Vx насыщенной сахарозы при той же температуре равен 74,2. (См. прил. табл. 2, 3, 8 и 9).

Следовательно, коэффициент пересыщения будет:

$$89,8/74,2 = 1,21.$$

Таким образом, помощью брасмоскопа можно в каждый момент определить степень пересыщения сиропа в аппарате. После того, как кристаллы образовались и происходит уже их рост, они не влияют на точку кипения сиропа, так как это влияние обуславливается только растворенными в межкристалльном сиропе веществами, окружающими кристалл. Следовательно, в дальнейшем брасмоскоп продолжает показывать Vx маточного раствора и позволяет регулировать степень пересыщения и непрерывность роста кристаллов.

Когда утфель становится уже мало подвижным и температура не может быть точно измерена, показания брасмоскопа становятся нереальными. Однако в этот окончательный период кристаллы являются уже вполне выросшими и концентрация утфеля определяется обычным путем: по рассычатости и крепости охлажденного в воде образца.

Брасмоскопу может быть дан более удобный и портативный вид, как это осуществлено в линейке И. И. Дохленко.

Интересны попытки фирмы Carl Zeiss, произведенные в 1906 г., заменить брасмоскоп рефраксометром, устанавливаемым на внутренней стенке вакуум-аппарата. Первые опыты в этом направлении успехом не увенчались, но последней конструкции прибор, повидимому, дал вполне удовлетворительные результаты. Преимущество подобного метода контроля варки состоит в том, что

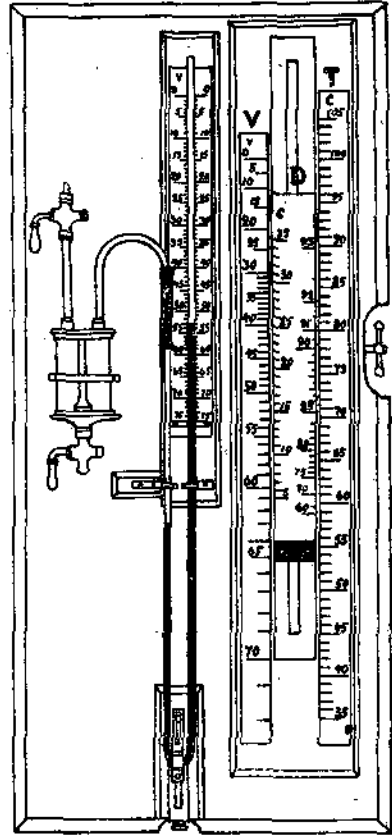


Рис. 93. Брасмоскоп.

получается возможность изучения процесса варки в зависимости от упругости паров и температуры от начала до конца без взятия пробы, кроме того, получается гарантия работы аппарата от различных случайностей, так как показания рефрактометра вполне надежны и достаточно точны.

Механическая теория уваривания и обработки утфеля. Контроль варки дает нам возможность следить за правильностью процесса кристаллизации в *s*-аппарате и получать утфель желаемой плотности и определенного качества кристалл. Однако этого еще недостаточно. Необходимо ответить на вопрос: при данном количестве сиропа, данной плотности и доброкачественности, какое количество утфеля и патоки может быть получено и какое количество сахара может быть возвращено обратно и в переработку. Ответы на эти вопросы до сих пор еще не определены. Так Noël Deegг указывает, что невозможность уварить до такой степени утфель, чтобы получить сразу вполне истощенную меляссу, зависит от следующих причин:

- 1) утфель был бы слишком вязким для переработки,
- 2) утфель был бы сильно охлажденным,
- 3) при охлаждении могла бы выпасть мука.

Однако главным препятствием должно быть то обстоятельство, что мелясса, будучи слишком вязкой, затрудняла бы обработку утфеля, слишком сильно к нему прилипая, отчего сахар высокой доброкачественности не мог бы быть получен. Применение же промывки уже не может дать вполне истощенной меляссы. Следовательно, трудность лежит скорее в трудности отделения меляссы от кристаллов, чем в самой обработке утфеля, как такового. Как провести это отделение практически—этим вопросом и занимается механическая теория кристаллизации, в основу которой приняты следующие допущения. Утфель состоит из меляссы и кристаллов чистой сахарозы.

Патока состоит из воды, насыщенной сахарозой и содержащей все несахара. Сахар, выгружаемый из центрофуг,—из сахарных кристаллов утфеля, с тонким слоем приставшей патоки, количество которой определяет доброкачественность сахара. Поскольку последнее положение всегда обуславливается наличием некоторого количества золь в кристаллах, настолько возможно предположить, что отдельные частицы золь образуют ядра, около которых происходит кристаллизация сахарозы.

Что касается допущения состояния насыщенности сахарозы в меляссе, то хотя таковая для свекловичной патоки выше, а для тростниковой часто ниже, чем для насыщенности сахарозы в чистой воде, однако, практически это допущение все-таки может быть принято, так как практически оно и не так велико.

Растворимость сахарозы в чистой воде до состояния насыщения при разных температурах приводится в следующей таблице.

Температура	Растворимость	Температура	Растворимость
20°	2,12	55°	2,67
35°	2,20	60°	2,83
40°	2,30	65°	3,00
45°	2,40	70°	3,18
50°	2,52	75°	3,41

В дальнейшем приняты следующие обозначения, при чем термином „сухие вещества“ обозначается истинное содержание сухих веществ в продукте, а не *Vx*; затем все процентные отношения выражены не в целых числах, а в десятичных дробях: например, 92% сухих веществ обозначается через 0,92, а 70% доброкачественности—0,70.

S—вес сухих веществ/к целому весу,

P—доброкачественность = сахарозе/к сухим веществам,

V—растворимость сахарозы,

W — несахар/к воде в патоке,
 M — вес патоки/ко всему утфелю,
 K — влага в сахаре/к кристаллической сахарозе.

Что касается W , т.е. отношения несахара к воде в патоке, то так как количество воды равно $1 - S$ и количество несахара равно $S(1 - P)$, то имеем:

$$W = \frac{S(1 - P)}{1 - S}$$

Отношение воды в сахаре к кристаллической сахарозе, т.е. значение K , упрощая значительно математическое разрешение вопроса, вполне согласуется с практикой.

Так как приведенные обозначения будут применяться для утфеля, патоки и сахара, то для их различия цифрой один будут обозначаться данные для утфеля, цифрой два — данные для патоки, так P_2 = доброкачественность патоки, а цифрой три — данные для сахара, следовательно, P_3 = доброкачественность сахара.

Не останавливаясь на выводе формул, выпишем их в следующую таблицу:

	На единицу веса утфеля.		
	Утфель.	Патока.	Сахар.
Сахароза кристаллическая	$1 - M$	0	$1 - M$
Сахароза растворимая S_1	$P_1(1 - M)$	$V(1 - S_1)$	$KV(1 - M)$
Всего сахарозы	$S_1 P_1$	$V(1 - S_1)$	$(1 + KV)(1 - M)$
Несахар	$S_1(1 - P_1)$	$W(1 - S_1)$	$KW(1 - M)$
Всего сухих веществ	S_1	$(V + W)(1 - S_1)$	$\{1 + K(V + W)\}(1 - M)$
Воды	$1 - S_1$	$1 - S_1$	$K(1 - M)$
Всего	1,00	$M = (1 + V + W)(1 - S_1)$	$\{1 + K(1 + V + W)\}(1 - M)$

Доброкачественность P_1 $P_2 = \frac{V}{V + W}$ $P_3 = \frac{1 + K}{1 + K(V + W)}$

Сухих веществ S_1 $S_2 = \frac{V + W}{1 + V + W}$ $S_3 = \frac{1 + K(V + W)}{1 + K(1 + V + W)}$

Выход сахара = R = сухие вещества в сахаре / к сухим веществам в утфеле и довольно точно определяется из известного уравнения $R = \frac{P_1 P_2}{P_3 - 1}$, хотя с успехом может быть применено уравнение: $R = \frac{\{1 + K^2(V + W)\}(1 - M)}{S_1 \frac{P_3}{P_1}}$ и выход сахарозы [сахароза в сахаре

к сахарозе в утфеле будет $R' = R \times \frac{P_3}{P_1}$ или $R' = \frac{(1 + KV)(1 - M)}{S_1 P_1}$

В данном анализе неопределенной величиной остается K , т.е. количество воды, уносимое с отдельными кристаллами. При рассмотрении результатов работ можно заключить, что значения K зависят, главным образом, от доброкачественности меляссы и может быть в форме $K = \frac{1 - P_2}{N}$, дающей вполне удовлетворительные результаты. N лежит, обыкновенно, между 10 и 20 и изменяется с температурой (текучесть меляссы) и размером кристаллов и при отсутствии детальных данных может быть принято в дальнейшем $N = 15$.

Чтобы судить о результатах изложенной теории, рассмотрим ее приложение к частному случаю, именно к утфелю 0,80 доброкачественности, сваренного до 0,91 сухих веществ, и отфугованного при температуре 70° C. Имеем $S_1 = 0,91$, $P_1 = 0,80$ и из таблицы растворимости $V = 3,18$ при 70° C. Отношение несахара к воде $W = 0,91(1 - 0,8) : (1 - 0,91) = 2,02$.

Весь вес патоки в весовых единицах утфеля будет,

$M = (1 + 3,18 + 2,02) (1 - 0,91) = 0,558$ и вес кристаллической сахарозы $1 - 0,558 = 0,442$. Доброкачественность меляссы получим $P_2 = 3,18 : (3,18 + 2,02) = 0,612$.

Содержание сухих веществ:

$$S_2 = (3,18 + 2,02) : (1 + 3,18 + 2,02) = 0,839.$$

Принимая $N = 15$ находим, $K = (1 - 0,612) : 15 = 0,026$.

Отсюда можно определить, что сахарозы в сахаре содержится 0,478 на единицу веса утфеля, из них 0,442 в кристаллической форме. Содержание сухих веществ в сахаре $S_3 = 0,978$ (2,2% влажности) и доброкачественность $P_3 = 0,953$. Выход сухих веществ 0,551 и сахарозы 0,656.

Вх и другие значения, обычно употребляемые в заводском контроле, соответственно будут:

Таблица 53.

	Утфель.	Патока.	Сахар.
Вх	93,2	87,8	98,4
Поляризация	71,0	48,0	92,8
Видимая доброкачественность	76,2	54,7	94,7
Истинная	78,1	58,5	94,7

Если бы утфель обрабатывался бы не при температуре $70^\circ C$, а был бы охлажден в кристаллизаторах до температуры $50^\circ C$, то это не отразилось бы на W , но, согласно таблицы растворимости, V понизилось бы от 3,18 до 2,52, а в соответствии с этим выкристаллизовалось бы определенное количество сахарозы.

Употребляя новое значение V и делая вычисления, как указано выше, найдем, что доброкачественность меляссы понизится до 0,555, содержание сухих веществ в ней будет 0,819, выход сухих веществ возрос до 0,623 и сахарозы до 0,738, но доброкачественность сахара понизилась до 0,948. Перечисляя опять на видимый Вх и соотв. значения, находим:

	Утфель.	Патока.	Сахар.
Вх	93,2	86,3	98,1
Поляризация	71,0	41,8	91,9
Видимая доброкачественность	76,2	48,4	93,7
Истинная	78,1	52,7	94,2

Из данных таблицы видно, что, согласно механической теории, охлаждение утфеля в кристаллизаторах дает большой выход сахара, но с меньшей доброкачественностью.

С точки зрения механической теории, те же самые результаты мы получили бы, если сварили утфель до более повышенной концентрации и обрабатывали бы при более высокой температуре. Однако, между варкой и обработкой утфеля (фуговкой) должен пройти определенный промежуток времени, так как пересыщенный в отношении сахарозы сваренный „горячо“ утфель, даже без понижения температуры, должен выделить еще часть кристаллов сахарозы. Это явление, конечно, связано с факторами физического или химического характера, от состава и доброкачественности патоки и может быть обобщено, но в виду его практического значения в дальнейшем принимается во внимание.

Если утфель доброкачественностью 0,80 сварен до 0,90 сухих веществ вместо 0,91 сухих веществ и обработки при температуре $70^\circ C$, то доброкачественность сахара будет 0,982, с содержанием сухих веществ 0,500 и выходом сахарозы 0,601.

При рассмотрении этих цифр видно, что охлаждение утфеля 0,80 доброкачественности 0,91 сухих веществ на $20^\circ C$ ниже, т. е. от $70^\circ C$ до $50^\circ C$, увеличивает выход на 13%, но понижает доброкачественность на пол-единицы,

в то же время, при варке только до 0,90 сухих веществ вместо 0,91, выход уменьшается на 9%, но доброкачественность увеличивается на одну единицу. Это показывает, что выход очень чувствителен по отношению к концентрации утфеля и температуре его обработки, так что в целях получения из утфеля сахара определенной доброкачественности, концентрация и температура обработки утфеля должна быть контролируема в очень узких пределах, что связано не только с доброкачественностью, но и с составом утфеля. Здесь мы находим теоретическое объяснение того хорошо известного в практике факта, что в действительности лучше сварить утфель до несколько более высокой концентрации, чем непосредственно вести обработку до получения сахара определенной доброкачественности и производить промывку в центрофугах в такой степени, чтобы сахар достиг желаемой доброкачественности. По этому методу максимум выхода получается тогда, когда концентрация утфеля будет настолько низка, что обеспечит возможность получения сахара определенной доброкачественности непосредственно фуговкой, без промывки, тогда, вероятно, доброкачественность сахара была бы на несколько десятых выше, чем требуется, без заметных преимуществ с коммерческой точки зрения, но сравнительно с меньшими потерями при выходе.

Указанные отношения необходимы для многих целей, однако, есть группа вопросов, требующих дальнейшего анализа. Таковым является вопрос: до какой концентрации должен быть сварен утфель, чтобы получить сахар данной доброкачественности без промывки. Решение этого вопроса может быть легко достигнуто введением отношения:

$$Q = \frac{W}{V}$$

из которого следует: $K = \frac{Q}{N(1-Q)}$, $P_2 = \frac{1}{1+Q}$, $S_2 = \frac{V(1+Q)}{1+V(1+Q)}$,

и это ведет к важному уравнению

$$P_3 V Q^2 - (N+V) (1-P_3) Q - N (1-P_3) = 0,$$

которое является квадратным уравнением по отношению Q , так что по Q легко могут быть вычислены все данные, определяющие данную доброкачественность сахара P_3 . Кроме того, необходимо указать, что концентрация утфеля может быть определена так:

$$S_1 = \frac{W}{1+W-P}$$

Разберем пример. Найти концентрацию, до которой нужно сварить утфель с доброкачественностью 0,75, чтобы получить сахар доброкачественности 0,93, если обработка его ведется при температуре $= 50^\circ C$ (фуговка без промывки).

Тогда: $P_3 = 0,93$; $V = 2,52$; $N = 15$, как принято выше.

Отсюда: $0,93 \times 2,52 \times Q^2 - (15 + 2,52) (1 - 0,93) Q - 15 (1 - 0,93) = 0$,

или: $2,3486 Q^2 - 1,2264 Q - 1,05 = 0$

и, решая обычным путем, находим:

$$Q = \frac{1,2264 + \sqrt{1,2264^2 + 4 \times 2,3486 \times 1,05}}{2 \times 2,3486} = 0,980.$$

Отсюда $W = QV = 0,980 \times 2,52 = 2,47$

$$S_1 = \frac{2,47}{1 + 2,47 - 0,75} = 0,901 \text{ и}$$

прочие вычисления, касающиеся концентрации и доброкачественности, могут быть уже легко сделаны, как указано выше.

Таблица отношений Vx , истинных сухих веществ и доброкачественности по Parr'y.

P	B/S	P_1/PS	P'	P''	P	B/S	P_1/PS	P'	P''
1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	0,84	1,019	0,981	0,824	0,809
0,99	0,001	1,999	0,989	0,988	0,83	1,020	0,980	13	0,797
0,98	1,002	0,998	0,978	0,975	0,82	1,022	0,978	0,2	85
0,97	4	7	66	63	0,81	23	7	0,792	74
0,96	5	6	55	51	0,80	24	5	81	62
0,95	6	5	44	39	0,79	25	3	70	50
0,94	7	4	33	27	0,78	26	2	60	39
0,93	8	2	22	15	0,77	28	0,970	49	27
0,92	1,010	0,991	11	03	0,76	29	0,983	39	16
0,91	11	0,990	0,900	0,891	0,75	30	7	28	0,94
0,90	12	0,989	0,889	79	0,74	31	5	18	0,693
0,89	13	8	78	67	0,73	32	3	0,707	81
0,88	14	6	67	55	0,72	34	0,961	0,697	70
0,87	16	5	56	44	0,71	35	59	86	58
0,86	17	4	46	32	0,69	36	57	76	47
0,85	18	2	35	20	0,68	37	55	66	36

P	B/S	P_1/PS	P'	P''	P	B/S	P_1/PS	P'	P''
0,67	1,038	0,953	0,655	0,624	0,59	48	33	73	34
0,66	40	01	45	13	0,58	49	31	63	23
0,65	41	0,948	35	02	0,57	50	28	53	12
0,64	42	46	24	0,590	0,56	52	25	42	01
0,63	1,043	44	14	79	0,55	53	21	32	0,490
0,62	44	41	04	68	0,54	54	18	22	79
0,61	46	39	0,593	56	0,53	55	15	12	68
0,60	47	36	83	45	0,52	56	11	02	57

Здесь: P — абсолютная доброкачественность,
 $B = Vx$ — видимые сухие вещества,
 S — истинные сухие вещества,
 P_1 — поляризация,
 $P \cdot S$ — сахароза,
 P' — видимая доброкачественность, выражаемая отношением сахарозы/ Vx , по сахарозе,
 P'' — видимая доброкачественность, выражаемая отношением поляризации/ Vx , по поляризации.

XI. Переработка вторых продуктов.

При кристаллизации чистых сахарных растворов сахар может быть выделен полностью. Однако, в условиях заводской работы мы имеем дело с нечистыми растворами, поэтому полное выделение сахара является невозможным.

Действительно, при выпаривании воды вначале будет выделяться сахар, находящийся в избытке, так как степень насыщения для него будет достигнута раньше, чем для сопутствующих ему нес сахаров. Когда главная масса сахара будет выделена и будет почти достигнута степень насыщения отдельных нес сахаров, то вместе с сахаром в осадок будут увлекаться и выпадать нес сахары.

Отсюда загрязнение сахара. Поэтому истощение сахарного раствора не может быть проведено полностью, а только до известного предела. Полученный по отделении маточный раствор, следовательно, будет содержать еще значительное количество сахара, сопутствующее значительными примесями несахаров. Выделение из такого раствора сахара рациональнее вести отдельно, в виду его значительно пониженной доброкачественности. Этот случай мы имеем в производстве сахара. Полученные после отделения на центрифугах оттеки содержат еще много сахара, который надлежит выделить из него повторной кристаллизацией.

Состав оттеков. Полученные при фуговке оттеки будут различаться в составе в зависимости от фуговки, заливки и пропарки. Вначале отделяется межкристалльная патока с примесью мелких кристаллов, проходящих через отверстие в ситах центрифуг. Состав патоки можно определить, зная содержание кристаллов в утфеле. Для определения кристаллов в утфеле поступают следующим образом: фильтруют утфель через фланель, положенную на дырчатое дно закрытой воронки. Воронка обогревается так, чтобы температура соответствовала температуре утфеля; фильтрование заканчивают при разрежении и промывке глицерином.

Допустим:

a — содержание сахара в утфеле в %,

m — вес утфеля,

p — содержание сахара в полученных кристаллах в %,

x — вес полученных кристаллов,

p_1 — содержание сахара в оттеках в ‰,

y — вес оттека.

Тогда имеем:

$$px + p_1y = ma, \quad x + y = m.$$

Отсюда

$$x = \frac{m(p-a)}{p-p'} \quad \text{и} \quad y = \frac{m(p-a)}{p-p'}.$$

Если предположить, что $m = 1$, то имеем

$$x = \frac{a-p'}{p-p'}, \quad y = \frac{p-a}{p-p'};$$

так как $p = 100$, то имеем вес кристаллов в единице веса утфеля

$$x = \frac{a-p'}{100-p'}$$

По составу утфеля и содержанию в нем кристаллов можно уже определить состав межкристалльной патоки или сиропа.

Пусть утфель имеет состав:

$Vx = 93,5\%$; сахара $86,8\%$; несахара $6,7\%$. Доброкачественность $92,9$, кристаллов 69% . Тогда состав межкристалльной патоки будет: 69% кристаллов, содержащих около 100% сахара, следовательно, в патоке остается $86,8 - 69,0 = 17,8$, которые приходится на $100 - 69 + 31\%$ патоки. Отсюда ‰ сахара в патоке получим из пропорции:

$$\left. \begin{array}{l} \text{на } 31 \infty 17,8 \\ \text{на } 100 \infty p \end{array} \right\} p = \frac{17,8 \times 100}{31}$$

отсюда $p = 57,4$

несахара осталось $6,7\%$ на 31% оттека, что составит

$$\frac{6,7 \cdot 100}{31} = 21,6\%.$$

$Vx = 57,4 + 21,6 = 79,0$

$$\text{Доброкачественность } \frac{57,4 \cdot 100}{79,0} = 72,7.$$

Так как при футовке часть сахара в виде мелких кристаллов проходит сквозь сито, то оттек будет содержать больше сахара.

Если предположить, что проходит 5% сахара, то состав оттека, называемый зеленой патокой, первым оттеком (бедный сахаром оттек) будет:

$$\text{Сахар} - P = (17,8 + 5) = 100 : (31 + 5) : P = 62,5$$

$$\text{несахар} \frac{6,7 \cdot 100}{36} = 18,1 \quad \text{Вх} = 80,6$$

доброкачественность 77,6.

При заливке и пробелке утфеля часть кристаллического сахара растворяется в воде заливки и горячей воде, образующейся от конденсации пара, при чем с кристаллов совсем смывается могущая пристать к ним межкристалльная патока.

Зная какое количество кристаллов будет растворено и сколько воды будет в заливке и пробелке, можно вычислить состав второго продукта или белой патоки (богатый сахаром оттек). Если принять, что заливки дано 15%, при чем из них 10% зеленой патоки и 5% воды и состав патоки: Вх = 79,0; сахара — 57,4; не сахара — 21,6; доброкачественность — 72,7. Перешло в раствор кристаллов 4%, то белая патока получится составом:

$$\frac{57,4 \cdot 10}{100} = 5,77 \quad 5,77 + 4 = 9,74$$

$$\text{сахар} \frac{9,74 \cdot 100}{(10 + 4) = 14} = 69,6 \quad \text{несахар} \frac{21,6 \cdot 10}{100} = 2,16$$

$$\frac{2,16 \cdot 100}{(10 + 4) = 14} = 15,1$$

$$\text{Вх} = 69,6 + 15,1 = 84,7$$

$$\text{доброкачественность} \frac{69,6 \cdot 100}{84,7} = 82,2.$$

Обыкновенно зеленой патоки получается около 8—10%, а белой до 2—4% по весу свеклы.

Как изменяется состав оттеков во время пробелки, видно из следующей таблицы:

$$\text{Утфель Вх} = 92,3; \text{сахар} = 85,2;$$

$$\text{несахар} = 7,1$$

$$\text{доброкачественность} = 92,0.$$

Таблица 54. Состав оттеков:

№№	Вх	Сахар	Несахар	Доброкачественность
1	83,18	66,22	16,96	79,6
2	82,28	66,22	16,06	80,5
3	82,28	66,66	15,62	81,0
4	81,83	66,83	14,95	81,8
5	81,38	67,10	14,28	82,8
6	77,36	67,65	9,71	87,5
7	72,48	67,76	4,72	93,5
8	57,24	55,55	1,60	96,4

Разделение оттеков. При разделении оттеков необходимо руководствоваться следующими положениями:

I) дать отойти главной массе межкристалльной патоки (зеленая патока), что узнается по уменьшению струи до $\frac{1}{4}$ — $\frac{1}{10}$ ее начальной величины;

II) заливка должна производиться клерсом или водой с температурой, равной приблизительно температуре утфеля;

III) перед дачей заливки оттек переводится на белую патоку;

IV) вслед за заливкой дается пар и центрифуга закрывается крышкой.

Полученная белая патока должна быть увариваема под конец варки в в-аппаратах I продукта, после чего туда рекомендуется давать на увар одну подкачку зеленой патоки. Если желтые пески доброкачественностью выше 92—93, то их возможно возвращать на II сатурацию или в жидкий сироп. Низкого качества желтые сахара добавляются к белой патоке и поступают на I

в-аппарат. Клеровка, поступающая в сок или жидкий сироп, готовится на соке II сатурации. Количество сока может быть определено следующим образом.

Пусть клеровка содержит около 45% сахара

x = вес желтого сахара с поляризацией 92°/0

y = " сока " " " 92°/0, необходимого для пригото-

вления 160 кг клеровки.

Имеем уравнения:

$$\begin{aligned} x + y &= 100 \\ 92x + 12y &= 100 \times 45 \\ x &= 100 - y \\ 92(100 - y) + 12y &= 4500 \\ 9200 - 4500 &= 92y - 12y \\ y &= \frac{4700}{80} = 58,75 \\ x &= 41,25 \end{aligned}$$

Варка второго утфеля. Превный способ варки второго утфеля на волос ныне уже оставлен. Теперь оттеки, как и сироп, варятся на кристалл. Варка производится так же, как и сиропа, но с небольшими изменениями, обусловленными свойствами утфеля, главным образом, его вязкостью. Аппарат наполняется на треть того количества, которое можно в нем сварить. При наимышем разрежении варят до густоты, когда оттек даст волос. В этот момент оттек доведен до пробы. Перед пробой повышают температуру до 90°, заводят кристалл от 2—3 подкачек. При этом сгущение до пробы длительней, чем при сиропе, вследствие большой вязкости оттека и меньшей теплопередачи поверхности нагрева. Дальше, подкачками производится наращивание кристаллов. Варка оттека длится 8—12 час., иногда больше. Варку заканчивают при температуре 80° С. Перед спуском аппарат подкачивают мелассой, нагретой до 90° С. Для варки оттеков применяются те же аппараты, как и для варки сиропа, изменяется только поверхность нагрева.

У нас употребительны аппараты системы Беруонского-Сваричевского—горизонтальные аппараты сундучной формы, внутри которых имеются три мешалки. Система Чепиковского отличается тем, что поверхность нагрева служит, вместе с тем, приспособлением для перемешивания утфеля. Размеры аппарата зависят от количества предполагаемой варки в нем утфеля.

Для примера приведем следующий расчет. Определять поверхность нагрева вакуума II продукта для завода, перерабатывающего в сутки 1000 т свеклы. Пусть варка производится 2 раза в сутки, средняя продолжительность варки около 10 час., при чем за 20 час. уваривается все количество, получаемое за сутки. В сутки зеленой патоки имеется при 9°/0 около 90 т или 90000 кг.

В минуту подвергается увариванию:

$$\frac{90000}{20 \cdot 60} = 75 \text{ кг}$$

при $V_x = 81^\circ$ до $V_x = 93^\circ$.

Воды выпаривается $W = 75 \left(1 - \frac{81}{93}\right) \cong 9,7 \text{ кг/мин.}$

При температуре кипения сиропа максимум 90° С расход тепла выразится:

$$\begin{aligned} (\lambda - 90) 9,7 &= (634,9 - 90) 9,7 = 5286 \text{ калорий} \\ \text{потери } 10\% &= 529 \text{ " } \\ \text{Итого} &= 5815 \text{ " } \end{aligned}$$

Температура конденсата при греющем паре с $T = 110^\circ$ будет 110° , отдаваемое паром тепло получится;

$$r_{110} = \lambda_{110} - 110 = 531,0 \text{ калорий;}$$

отсюда расход пара

$$D = \frac{5815}{531,0} \cong 11,0 \text{ кг/мин.},$$

что составляет по весу свеклы $11 : 7 \cong 1,6\%$

Поверхность нагрева определяем по формуле:

$$F = \frac{Q}{R \delta},$$

где $Q = 5815$ калорий, $\delta \text{ мин.} = 110,0 - 90,0 = 20^\circ \text{ C}$, $k = 2,0 \text{ кал./мин.}$

$$F = \frac{5815}{20 \times 2} \cong 130 \text{ кв. м.}$$

Утфеля получается в одну минуту $75 - 9,7 = 65 \text{ кг/мин.}$ При 10-часовой варке емкость аппарата $V = 65,3 \times 10 \times 60 = 39180 \text{ кг}$ или около 2500 пуд. Ставим два аппарата по 1500 пудов с поверхностью нагрева равной 65 кв. м. каждый.

Кристаллизация II-го продукта. Кристаллизация второго продукта продолжается дольше, чем первого, и составляет около 100 часов. Кристаллизация в покое теперь совершенно оставлена и заменена кристаллизацией в движении. Мешалки приводятся в движение винтовой передачей.

Падение температуры в мешалках, примерно, таково:

1-й день — $70 - 65^\circ$	3-й день — $55 - 46^\circ$
2-й „ — $65 - 55^\circ$	4-й „ — $46 - 40^\circ$

и коэффициентов пересыщения:

1-й день — 1,22	3-й день — 1,10
2-й „ — 1,16	4-й „ — 1,06

Перед фуговкой 1,026.

На смену прежнего способа кристаллизации в покое теперь всюду применяется способ кристаллизации в движении, введенной в 1855 году Л. Вульфом.

Наилучшими условиями кристаллизации являются:

- 1) постоянное движение,
- 2) равномерное распределение кристаллов.

Охлаждение сгущенного утфеля начинается с поверхности. Здесь образуются первые кристаллы. Достигая определенной величины, они опускаются вниз и наращаются. Вследствие этого, концентрация массы уменьшается и вновь образующиеся кристаллы, опускаясь на дно, не имеют возможности там расти, как первые. В дальнейшем образуются еще меньшие кристаллы и мы получим смесь кристаллов самой разнообразной формы и величины. Так как часть сахара остается в маточном растворе, богатом сахарами, то в этом случае часть могла бы быть выделена введением кристаллов возбудителей. Это касается, главным образом, верхней части раствора, свободной от кристаллов, осевших на дно. Перемещаясь при вращении, эти кристаллы становятся возбудителями. Отсюда понятна необходимость кристаллизации в движении.

Из существующих аппаратов необходимо отметить непрерывно действующую кристаллизацию Н. П. Овсянникова. Мешалки соединяются последовательно штуцерами вверх и вниз. Первая мешалка соединена со второй снизу, а вторая с третьей вверх; третья с четвертой вниз и т. д. Заливка утфеля производится в первую мешалку, а берется из последней, которая постепенно заполняется утфелем из предпоследней, а эта из предшествующей. Таким образом происходит непрерывное перемешивание, и масса становится более однородной, легче фугуется, а уход за аппаратами проще. Число мешалок зависит как от произ-

водительности завода, так и от длительности пребывания утфеля в мешалках. Количество мешалок определяется из следующих условий.

Пусть количество утфеля — $P\%$
 число мешалок — n
 время кристаллизации в часах — t
 емкость одной мешалки — q
 суточная переработка завода — Q кг

тогда

$$n = \frac{QPt}{100 \cdot 24 \cdot q}$$

Так как всегда число мешалок увеличивают на одну про запас, то общее число должно быть:

$$n + 1 = \frac{QPt}{100 \cdot 24 \cdot q}$$

Пример: Пусть $Q = 1000$ $m = 1000000$ кг.

$P = 10\%$
 $t = 100$ часов
 $q = 40000$ кг

$$n + 1 = \frac{1000000 \cdot 10 \cdot 100}{100 \cdot 24 \cdot 40000} = 12 \text{ мешалок.}$$

Из мешалок утфель проходит через утфелераспределитель и поступает в центрифуги, одинаковые с таковыми для I продукта. Разница состоит во времени фуговки — около 20 мин. Заливка дается кормовой патокой, нагретой до 90—95° (способ Шумилова). Оттеков получается один — меласса, выкачиваемый в цистерны на двор. Желтый сахар поступает при помощи шнека в колеровочные котлы.

Вспенивание низших продуктов. Одним из самых неприятных, хотя и редких в заводской практике, явлений при переработке вторых продуктов является вспенивание утфелей и оттеков. Вспенивание состоит в увеличении находящихся в мешалках продуктов вследствие образования газов внутри массы. Вследствие вязкости массы пузырьки газа не могут свободно выделяться и вспучивают всю массу так, что она иногда выступает из посуды. Вспенивание при нормальной и хорошо сохранившейся свекле не наблюдается, наоборот, оно встречается при работе со свеклой порченной или в результате плохой работы на предыдущих станциях. Причины этого явления не выяснены. Так как не было открыто никаких органических существ, обуславливающих этот процесс, то о действии микроорганизмов говорить пока не приходится. Высказываются следующие соображения о возможных причинах этого явления:

- 1) перегрев утфелей;
- 2) разложение несахаров вследствие поглощения кислорода воздуха. При разложении выделяется углекислота, которая и производит вспучивание;
- 3) неполное разложение на станции очистки инверта и продуктов его распада, которые подвергаются брожению;
- 4) образование эмульсий жирами, употребляемыми при варке;
- 5) разложение органическими кислотами нитритов продукта, вследствие чего происходит выделение окислов азота.

Лучшим средством против пенения считается энергичное кипячение сока с известью.

Потери сахара в производстве. При контроле свеклосахарного производства существенное значение имеет определение потерь сахара. Обычно учет начинается со взвешивания вымытой свеклы перед ее поступлением в резку. Это производится на автоматических весах. Однако, при отсутствии таковых на

большинстве наших заводов приходится определять количество поступившей свеклы по объему диффузоров, считая, что на каждые 100 гектолитров емкости диффузора приходится 50—55 кг стружки. Этот метод, конечно, крайне неточен, зависит от степени набивки, а потому и должен быть заменен весовым способом.

Раз известен вес свеклы, поступающей в завод, путем горячей водной дигестии определяют в ней содержание сахара в %. Таким образом получаем количество введенного сахара в завод.

Количество полученного на заводе сахара состоит:

- 1) из сахара, поступившего на склад и,
- 2) меляссы.

Определяя обычным путем содержание сахара в сахарном песке и меляссе и относя эти величины на 100 кг свеклы, получим выход сахара в % по весу свеклы. Беря разность между введенным сахаром и полученным, определим потери производства. Потери эти—потери поляризаций—изменяются, в зависимости от качества свеклы, смотря по условиям роста, методам работы на заводах. Они составляют $0,8 \cong 1,2\%$. Но необходимо заметить, что не все эти потери поляризации являются потерями сахара. Принято потери различать: определенные и неопределенные.

В практике под определенными потерями подразумевают потери на диффузии и дефекосатурации, прочие потери считаются неопределенными, хотя бы среди них могли бы быть и определенные потери. Определенные потери на диффузии составляют около $0,60\%$ (жом и диффузионная вода). Определенные потери на станции очистки—дефекационная грязь,—составляют около $0,05—0,20\%$ по весу свеклы.

Неопределенные потери иногда превышают потери определенные. Неопределенные потери состоят: из неопределенных потерь на диффузии при очистке соков, механические потери на сатурациях, ф-прессах и механических фильтрах, потери от увлечения сахара с парами на выпарке, потери от брожения, от разложения при нагревании во время выпаривания и уваривания, потери вследствие химических изменений, потери при пробелке паром в незакрытых центрофугах, избыточный вес сахара, нагружаемого в мешки для получения правильного веса вследствие низкооцениваемого веса мешков; потери в соковых парах, распространяющихся по заводу.

Неопределенные потери на диффузии состоят:

- а) из потерь собственно поляризации при свекле, содержащей инвертный сахар;
- б) из потерь брожения.

В первом случае потери объясняются, во-первых, тем, что при определении сахара в стружке по методу горячей водной дигестии для осветления свицового сахара прибавляют больше, чем при анализе диффузионного сока (из расчета: 8 на 26 г свеклы и 8 куб. см. на 100 куб. см. диффузионного сока).

Во-вторых, большим действием свицового сахара при нагревании, в случае дигестии на вращающую способность инверта, чем на холоде, в случае диффузионного сока.

Отсюда причина потерь поляризации. Потери поляризации вследствие брожения являются потерями сахара. Указанием на брожение служит кислотность диффузионного сока, составляющая обычно 1—2 куб. см нормальной кислоты на 100 г сока при индикаторе фенолфталеина. Кислотность сока во время хода батареи может повыситься до 1,6—2,6, при чем потери сахара достигают $0,1—0,2\%$ и более на 100 кг свеклы. Неопределенные потери на дефекосатурации, исключая потерь вследствие увлечения сахара газом, не являются потерями сахара, они обязаны превращению оптически деятельных азотистых веществ, обуславливающих уменьшение поляризации раствора. Потери эти составляют $0,1—0,3\%$ по весу свеклы.

Незначительные, но определенные потери сахара происходят от переуменьшенной оценки веса ф-прессной грязи, особенно, когда известь содержит много примесей.

Потери вследствие разложения сахара при нагревании очень изменчивы, зависят от степени циркуляции сока его щелочности (минимум в нейтральных сиропах *E. Saillard*).

На выпарке потери от брожения отсутствуют совсем или являются ничтожными, если аппараты содержатся в чистоте.

При рационально устроенных ловушках потери от увлечения незначительны. Во время варки потери от нагрева незначительны, потери от увлечения могут превышать таковые на выпарке вследствие большой вязкости увариваемой массы, потери от брожения не должны иметь места вследствие большой концентрации утфеля, когда сахар оказывает уже консервирующее действие. Улавливаемый ловушками сахар склонен к брожению образованного инверта, поэтому увлекаемые сока необходимо возвращать на дефеко saturацию. Потери сахара в конденсаторе обязаны увлечению сахара парами последнего корпуса выпарки и с в-аппаратов. Потери в кристаллизаторе—чисто механические—незначительны. Потери во время пробелки паром незначительны, если центрофуги закрыты, они выше при открытых центрофугах. Пары, выделяемые сахарными растворами, всегда содержат некоторое количество сахара.

Все потери могут быть представлены в следующем виде:

общие потери поляризации на 100 кг свеклы	0,8—1,2 %;
потери определенные (жом, диффуз. вода, ф-прессная грязь)	0,5—0,6 %;
прочие потери	0,6—0,4 %.

ХII. Меласса.

На практике никогда не удастся произвести полное удаление несахаров из соков или превращение их в вещества, могущие подвергнуться удалению. Вследствие своих химических свойств несахара накапливаются в следующих продуктах, образуя оттек, из которого при дальнейшем уваривании невозможно получить сахар. Это есть идеальная патока, являющаяся отбросом свеклосахарного производства. Однако, практически такие патоки недостижимы и довольствуются большим или меньшим приближением к „нормальным патокам“.

Для полной характеристики оттека недостаточно знание доброкачественности его и химического анализа, так как на кристаллизацию сахара влияют не только количества, но и качества несахара. На практике все же принято считать, что чем ниже доброкачественность оттека, тем ближе он к истинной патоке.

Доброкачественность патоки наименьшая была достигнута в 48⁰/₀. Обычно, патока бывает доброкачественностью 59—60⁰/₀.

В состав патоки входят: вода—20⁰/₀, сахар—50⁰/₀ и несахар 30⁰/₀. При этом несахар получается из несахаров свеклы или из продуктов ее распада.

Несахар можно разделить на неорганический—10⁰/₀ и органический—20⁰/₀, органический же подразделяется на безазотистый и азотосодержащий, который встречается в форме белков, пептонов, амидов, амидо кислот и нитратов.

Безазотистый несахар составляют углеводы (инверт, раффиноза) и частью кислоты. Из летучих кислот были найдены: муравьиная, уксусная и масляная. Щавелевая кислота так же встречается в патоке. Молочная кислота составляет постоянную часть патоки; она образуется при нагревании сахарных растворов с известью. Что касается встречающейся иногда в патоке раффинозы, то она обязана своим происхождением свекле.

Часть кислот образуется вследствие разложения сахара под влиянием нагрева и извести; сюда относятся: глюциновая, мелассиновая, сахариновая кис-

лоты и сахарин. Гуминовая кислота является продуктом карамелизации сахара при температуре выше 70°С.

Из азотистых веществ в патоке, главным образом, содержатся: бетаин, аспарагиновая и глутаминовая кислоты. Исходное вещество аспарагин и глутамин найдены в свекле. Реже встречаются лейцин, тирозин и происходящие от свекловичного белка ксантин и гуанин. Из всего количества азота патоки почти 50% составляют азотистые вещества, являющиеся в качестве продуктов распада белков.

Зола составляет около 10%; в состав ее входят все вредные неорганические сахара, как-то: калий, натрий, хлор и серная кислота. Остальные вещества встречаются в ничтожном количестве. Несахар патоки состоит главным образом, из солей органических кислот, таким образом, зола патоки дает представление о количестве окисей металлов, а органический сахар отвечает числу кислотных радикалов. Поэтому в одном и том же количестве сахара патоки тем больше активных частей, чем меньше отношение органических веществ к золе. Это отношение называется „органическим коэффициентом“ и служит характеристикой сахара. Кроме того употребляется еще „зольный коэффициент“ т. е. отношение сахара к золе.

Значения этих коэффициентов видно на следующем примере:

Анализ меляссы	сухие вещества	77,06	
	сахар	46,40	
	органический сахар	21,38	
	зола	9,28	
	доброкачественность	60,24	
	органический коэффициент	$\frac{21,38}{9,28}$	= 2,30
	зольный коэффициент	$\frac{46,40}{9,28}$	= 5,00

Чем больше органический коэффициент, тем меньше патоко-образовательная способность сахара и наоборот. Поэтому больший органический коэффициент соответствует меньшей доброкачественности патоки. Истинная доброкачественность русских патоки колеблется в пределах 57—66,5, органические коэффициенты ~2,7—1,6. Истинной доброкачественности 56,45 соответствует органический коэффициент 2,27, а для доброкачественности 64,03—коэф. 1,62.

Зольный коэффициент не характерен. Он изменяется от 4,13—6,28. Число 4,13 соответствует доброкачественности 57,81, а 6,28 истинной доброкачественности 57,81. Истинная доброкачественность относится к „истинным патокам“, каковых на заводе при температуре фуговки быть не может.

Органический коэффициент более или менее постоянен для патоки данного завода и данного производства и изменяется с изменением качества свеклы и способа работ. В сухие годы он выше, чем в сырые.

Патока не представляет однородной жидкости, но содержит взвешенные вещества в различном количестве и разном качестве.

Утилизация меляссы. Мелясса является конечным продуктом свекло-сахарного производства и представляет собой весьма ценный отброс, который необходимо рационально использовать. Действительно, ее главной составной частью, на 50%, является сахар и все методы переработки меляссы направлены именно к использованию сахара.

Проще всего, конечно, было бы использовать меляссу в качестве питательного вещества благодаря наличию в ней большого количества сахара. Однако присутствие посторонних веществ придает меляссе настолько неприятный запах и вкус, что она не может служить пищей человеку и идет на корм скоту. В виду того, что мелясса, как и многие другие продукты, не сбалансирована в отношении пропорции питательных веществ, в ней заключенных, то ее обычно

дают в смеси с другими кормами. Меласса дает, главным образом, в концентрированном виде углеводы, в отношении же белковых веществ количество их незначительно, а потому меласса с этой стороны ценности не имеет, но эта сторона пополняется присутствием различных солей, усиливающих аппетит и способствующих пищеварению, благодаря чему увеличивается количество потребляемых кормов. Обладая сладким вкусом, меласса служит хорошей приправой и с ней возможно скормливать корма низкого качества. Несмотря на пригодность для корма мелассы потребление ее ограничивается определенными нормами во избежание заболевания животных, особенно в первый момент употребления мелассы. По М. Маркеру эти нормы таковы:

для быков	. 4—6 кг	на 1000 кг	живого веса	(в сутки)
„ лошадей	2,5—3,5 кг	„ 1000	„	„
„ баранов	0,25	на голову		
„ овец	0,125	„		

Патока при вскармливании обычно смешивается перед дачей с жомом, соломенной сечкой и проч. В последнее время начинают готовить комбинированные паточные корма, получаемые пропиткой сухого жома мелассой в количестве 60—80%. Главная масса патоки утилизируется на корм. Рентабельность этого метода давно уже оспаривается, вследствие чего возникли крупные заводы со специальной установкой для утилизации более рационально с экономической точки зрения мелассы.

Эти методы следующие:

1. Осмос, Изобретенный Дюбрэнфо еще в 1853 г., этот процесс является одним из старейших и был в употреблении до самого последнего времени. Процесс осмоса основывается на использовании разности скоростей диффузии сахара и различных несугаров патоки при прохождении их через полупроницаемую перегородку.

В практике для этого метода служат аппараты, называемые осмоседами, состоящие из ряда рам, соединяющихся в одно целое, наподобие ф-прессов. Рамы отделяются одна от другой пергаментной бумагой. Разбавленная горячая меласса входит с одного конца и проходит по рамам через одну. С другого конца поступает горячая вода, идущая в противоположном направлении в промежуточных рамах. Таким образом, в смежных рамах находится меласса и вода, разделенные пергаментной перегородкой, вследствие чего происходит диффузия солей патоки в воду и воды в мелассу. Соли, обладающие большой способностью к диффузии проходят через перегородку значительно быстрее, чем сахар. Вследствие этого с одной стороны получается более разбавленная патока, но вследствие удаления части солей с более высокой доброкачественностью, с другой — осмозная вода менее чистая, чем патока, вследствие того, что в нее перешло относительно больше сахара, чем сахара из патоки. Полученная разбавленная меласса подвергается выпариванию в целях извлечения сахара. Полученная вновь меласса может быть подвергнута вторичному процессу осмоса и так последовательно, если это выгодно, до 4-х раз. Что касается осмозных вод, то они или непосредственно идут на поля орошения, или увариваются и затем поступают на винокурные заводы для получения спирта, или подвергаются прокаливанию в целях получения поташа. Потери сахара в осмозных водах значительны, количество же вод велико, выход сахара при низкой его доброкачественности мал, что подтверждается цифрами, приводимыми Людвигом Фуком для одного завода: выход сахара 15,71% по весу переработанной мелассы, патоки 50,23% с доброкачественностью 58,3 осмозных вод 113,11% с доброкачественностью 41,6 при 16,34 В1 (начальный 6,12 В1). При повторном осмосировании результаты будут менее благоприятные, чем в первый раз, что влечет дальнейшие потери сахара.

Хотя установка этого процесса обходится дешево, но высокие потери и малый выход сахара повели к замене этого метода другими. Впрочем, в последнее время за границей вновь обращается внимание на этот процесс (завод Шпрингваль Миллетон в Штате Ута метод Хебера-Кэтлер) причиной служат то, что осмос ведется в подкисленной соляной кислотой среде (0,5—2% соляной кислоты по весу меляссы). Соляная кислота, повидимому, разрушает нестойкие комплексные соединения несахаров и сахара, а также гидраты несахаров, дает хлористые соединения, обладающие высокой диффундирующей способностью, вследствие чего выгодность метода увеличивается. Правильность этого положения однако, подлежит проверке.

II. Метод осаждения. Основанием для названного метода служит способность сахарозы давать нерастворимые соединения с такими элементами, как кальций, стронций, барий и свинец, так называемые сахараты. Во всех этих процессах сахараты выделяются в нерастворимой форме и отфильтровываются, затем смешиваются с водой или прибавляются к соку и подвергаются сатурации. Под действием углекислоты сахараты разлагаются с образованием карбонатов указанных металлов и с выделением сахара в свободном состоянии. Карбонаты отфильтровываются и подвергаются, если это требуется, регенерации, а раствор, содержащий сахар, идет на кристаллизацию.

Необходимо отметить, что методы осаждения существенно отличаются от методов собственно очистки сахарных соков. Действительно, в сыром соке мы стремимся удалить загрязнения путем их осаждения, здесь же выделяем в осадок сахар, оставляя в растворе несахара, а затем разложением сахарата переводит сахар в раствор для выделения его путем кристаллизации. Из методов осаждения рассмотрим следующие.

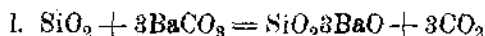
1. Баритовый процесс. С барием сахар дает нерастворимый сахарат бария формулы $C_{12}H_{22}O_{11}BaO$. Эта реакция была известна давно и открыта Пеллио в 1838 г. Практически процесс был осуществлен Дюбранфо и Ленлей в 1840 г. Однако тогда он большого распространения не получил. Главным препятствием была высокая цена на гидрат окиси бария, превосходившая в 15—30 раз таковую окиси кальция.

По этому методу сейчас работает завод в Wallaceburge следующим образом. В котел, служащий для осаждения и одновременно для фильтрации, вводят в виде молока гидрат окиси бария в определенном количестве и затем неразведенную меляссу. Содержимое перемешивается деревянными мешалками в течение 2—3 минут, пока не выпадет сахарат бария, и масса не примет пастообразной консистенции. Тогда открывают вентиль в нижней трубе и дают стечь маточному рассолу, кристаллический же осадок задерживается на сите у дна котла. Первые порции фильтра, вследствие их мутности, возвращается обратно. Осадок промывается сладкой водой от первых фильтров, а затем баритовой водой. Операция требует $1\frac{1}{2}$ часа. Котел опорожняется и сахарат бария поступает в мешалку для смешивания с водой. Полученное молоко поступает в сатурационный котел, где разлагается углекислым газом, после сатурации раствор качается на пресса для отделения нерастворимого карбоната бария, а фильтрат, содержащий сахар, смешивается с соком. Полученный на прессах карбонат бария подвергается разложению на окись бария, каковая идет обратно в производство. Для разложения карбоната употребляется, в виду необходимости высокой температуры, электрическая печь. Печь дуговая, первичического действия, с угольными электродами. Из печи окись бария выгружается при красном калении в виде спекшейся массы, охлаждается, измельчается и гасится водой. Как видно, операция крайне проста. Что касается доброкачественности полученного сахарата, то она достигает 98. Потери бария для другого завода с электрической печью по данным E. Saillard составляют 10—12%.

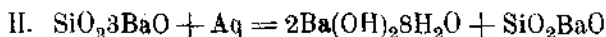
Однако установка электрической печи обходится очень дорого, что и служит препятствием широкому распространению этого метода. Для сокращения

расходов по регенерации барита К. De-Guide предложил следующий метод работ, по которому работает один завод в Италии. Сущность работ сводится к следующему.

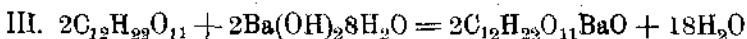
А. Приготавливают трибариевый силикат, для чего смесь из силиция (белый песок, например) и естественного или синтетического карбоната бария в пропорции 1:10, смешивают, тонко измельчают и обжигают во вращающейся печи при температуре 1250—1300°, вследствие чего получается трибариевый силикат и выделяется углекислый газ по уравнению:



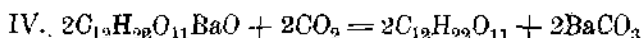
В. Приготовленный трибариевый силикат гасится водой, при чем образуется гидрат окиси бария и монобариевый силикат по уравнению:



С. Еще горячий гидрат окиси бария смешивается с мелассой и дает песчанистый осадок, который может быть отделен и легко промыт. Реакция идет по уравнению:

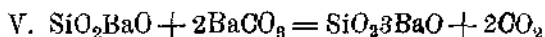


Д. Полученный сахарат смешивается с водой в форме молока и подается в сатурационный котел, где насыщается углекислотой, освобождая сахар в раствор и образуя нерастворимый карбонат бария по уравнению:



По окончании процесса сатурации сок качается на ф-прессе, где происходит отделение осадка, а высокой доброкачественности сахарный раствор идет на кристаллизацию.

Е. Карбонат бария с ф-прессов и монобариевый силикат, полученные при образовании трибариевого силиката (реакция В) смешиваются и прокальваются в печи где образуется трибариевый силикат по уравнению:



Таким образом получается замкнутый цикл работ и операции (BCDE) повторяются. Практически, кроме установки собственно для извлечения сахара, требуется еще установка печи, на подобие цементных.

Процесс нов и пока находится в стадии испытания. Следует отметить, что при баритовом процессе возникают опасения вследствие его ядовитости. Однако данные повидимому, говорят за то, что такой опасности нет. Дело в том, что хотя некоторое количество углекислого бария остается в растворе при обработке его углекислотой, однако в заводском соке всегда находится некоторое количество сернокислых солей, которые полностью осаждают барий в виде сернокислой соли.

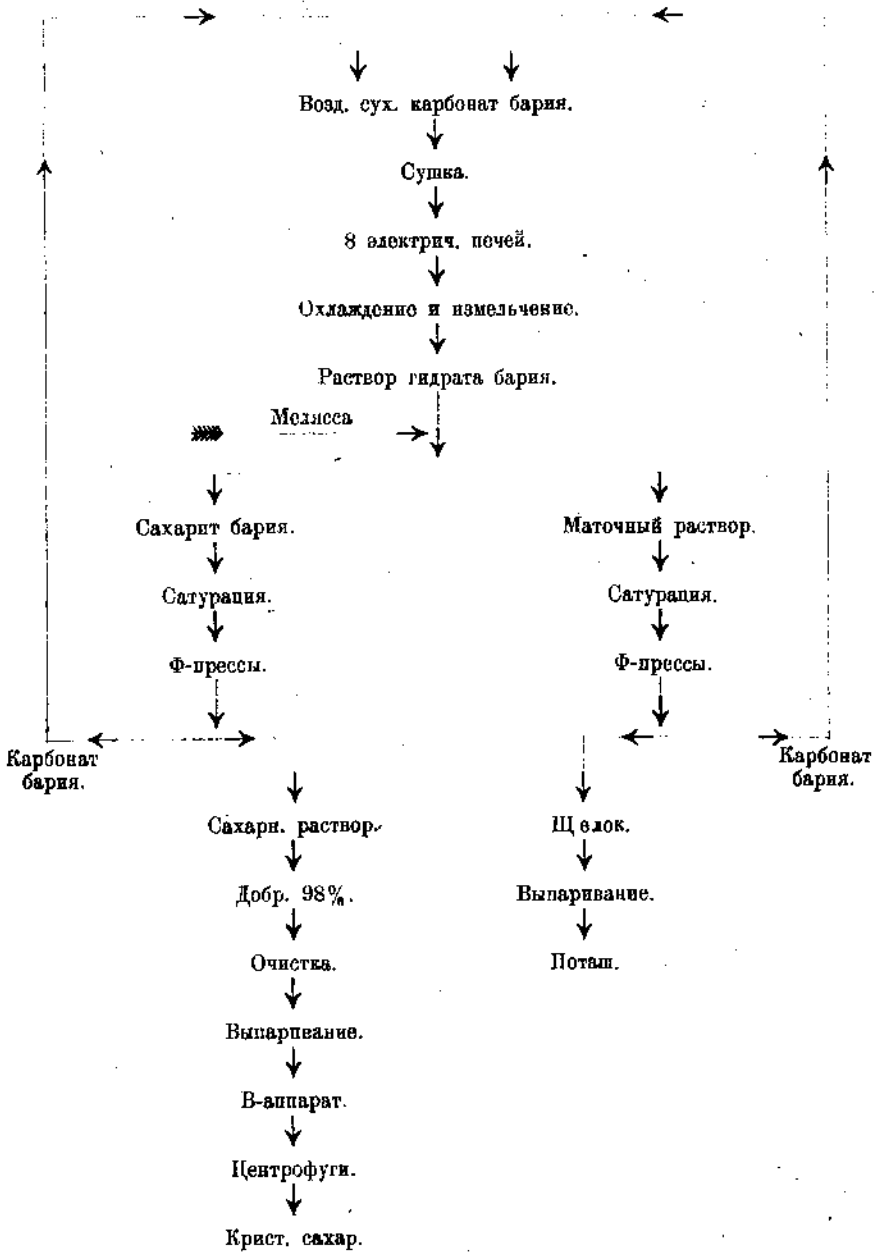
Для иллюстрации прилагается следующая схема работы одного завода по баритовому методу № 1.

2. Стронциановый процесс. Сахар со стронцием образует 2 соединения: моносахарат $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \cdot \text{SrO} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ и дисахарат стронция $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \cdot \text{SrO}$.

Дисахарат при кипячении выпадает в осадок и этим свойством его пользуются в процессе обессахаривания патоки. Впервые на применение этого метода для целей промышленности было указано Дюбреяфо и Лелле в 1849 г., но только через 20 лет Флейшером этот метод был осуществлен практически на заводе в Дессау.

В настоящее время по этому методу работают в Германии 5 заводов, покупающие мелассу на стороне. Типичная схема производства, приведенная здесь сводится к следующему. В кипящий раствор средней концентрации гидрата

С Х Е М А I.



оксида стронция прибавляется отмеренное количество мялассы, смесь кипятят затем в кипящем виде во избежание разложения подвергают нутчеванию, при чем в виде осадка получается дистронциевый сахарат и маточный раствор. Горячий маточный раствор поступает в соляное отделение, где на него выделяется стронциановый гидрат в виде бурых кристаллов, это так называемая бурая соль, по отделению от него маточного раствора прибавляется к стронциановому щелоку. Холодный маточный раствор, содержащий еще стронций, подвергается насыщению углекислым газом и выпавший карбонат стронция поступает на брикетирование.

Полученный после нутчевания сахарат обливается холодной водой, ставится в холодное помещение, где температура поддерживается ниже 1°, что в теплое время производится с помощью холодильных машин.

Выпавшие кристаллы гидрата окиси стронция отделяют на центрофугах, после чего стронциан идет на приготовление щелока. Сахарный раствор, содержащий еще стронциан, подвергается насыщению углекислотой для его отделения на ф-прессах, и дальше перерабатывается также, как и на сахарных заводах, на кристаллический сахар. С ф-прессов сахарат стронция, вполне белый, идет на брикетирование, к нему же прибавляется и бурый карбонат стронция. Брикеты обжигаются, гасятся, помещаются в соляное отделение, где растворившиеся при кипячении соли выкристаллизовываются и в виде так называемой белой соли по отделению идут на обработку мялассы.

Маточный раствор, полученный при отделении бурой соли карбоната стронция фильтруется, выпаривается и подвергается сухой перегонке в закрытом сосуде.

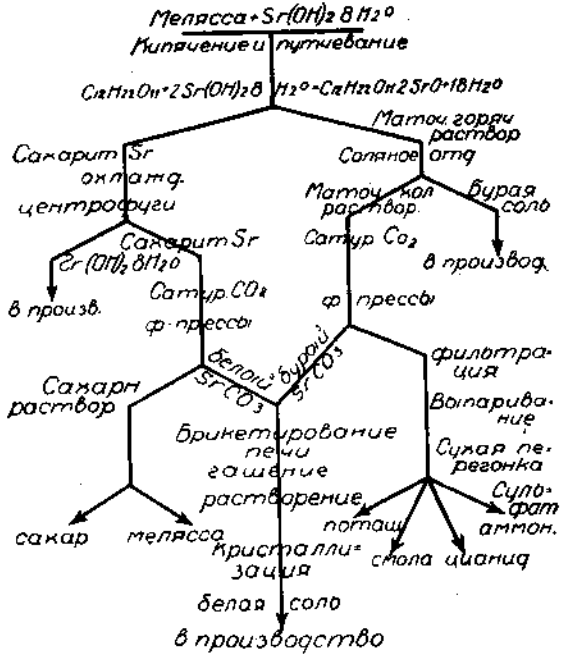
Газы, содержащие значительные количества азота, в виде триметиламина проходят через перегреватель с температурой 1000° С, при чем образуется значительное количество цианистой кислоты. В газах, кроме того, содержится значительное количество азота в виде аммиака. Аммиак поглощается серной кислотой, цианистая кислота—раствором едкого натра для образования цианистого натрия. Непоглощенные газы утилизируются в качестве горючего. Из остатков получают сырой поташ и смолу.

Доведенный до высокой степени совершенства с целью оправдать себя этот метод обладает недостатками, вследствие дороговизны самого оборудования, необходимости большого количества рабочих рук и высокой цены на стронций. Кроме того, рентабельность самого завода, в зависимости от колебания цен на исходный материал мялассу, может быть неустойчива.

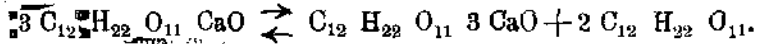
3) Сепарация Стеффена. С окисью кальция сахар образует три соединения: моно-ди-три сахарат кальция, в которых одна молекула связана с одной-двумя-тремя молекулами окиси кальция по уравнению.

1. $C_{12} H_{22} O_{11} + CaO = C_{12} H_{22} O_{11} + CaO$
2. $C_{12} H_{22} O_{11} + CaO + CaO = C_{12} H_{22} O_{11} + 2 CaO$
3. $C_{12} H_{22} O_{11} + 2 CaO + CaO = C_{12} H_{22} O_{11} + 3 CaO.$

Схема 2.



Сахараты кальция представляют собой нестойкие соединения и изменяются с концентрацией и температурой. Так, если в раствор сахара внести одну молекулу СаО, то образуется растворимый моносахарат кальция. При нагревании этого раствора до 80° С, выпадает $\frac{1}{3}$ сахара в виде нерастворимого осадка трисахарата кальция. При охлаждении трисахарат растворяется. Следовательно, имеем обратимую реакцию согласно уравнения:



Однако образование трисахарата из моносахарата может быть осуществлено и на холоду, если к моносахарату прибавить в избытке тонко измельченной извести.

Эта реакция служит основанием для практического метода обессахаривания патоки, разработанного Стеффеном. После того как были устранены трудности, связанные с измельчением извести и отделением на ф.-прессах сахарата, этот способ распространился в последнее время в Америке. К преимуществам этого метода нужно отнести малую стоимость извести и возможность ее использования для очистки соков в форме сахаратов. Основные операции этого метода следующие:

I) помощью мельниц и просеивания через сита готовится очень тонкий порошок извести;

II) готовят раствор мялассы крепостью в 12° Вх;

III) гасят известью в количестве, достаточном для образования моносахарата кальция;

IV) качают сок в трубчатые холодильники для понижения температуры с 21° С. до 12—14° С.

V) в холодильник подается вентилятором известковая мука.

Операция длится около 30 мин. и заканчивается при 6—7° Вх и температуре 14—18° С;

VI) полученная масса идет на ф.-прессы, где промывается холодной водой. Сточные воды спускаются в каналы;

VII) сахарат из ф.-прессов смешивается с водой до консистенции молока и масса прибавляется к сокам.

Если на сахарном заводе для дефекации пользуются известью, то при процессе Стеффена к сырому соку непосредственно прибавляется трисахарат, заменяющий известь, так как известь в сахарате обладает той же очищающей способностью, что в виде гидрата. При этом, как указано выше, сперва идет растворение трисахарата с образованием моносахарата. Действием углекислоты все три формы сахарата разлагаются с выделением в осадок углекислого кальция и освобождением в растворе сахара.

Из особенностей этого процесса необходимо отметить следующее: в виду того, что известь должна быть очень тонко измельчена при пропускании через сито, имеющее двести отверстий на дюйм известняк должен быть очень высокого качества, чтобы обеспечить высокое содержание окиси кальция. Тонкое измельчение необходимо для того, чтобы избежать местного перегрева сока, что неизбежно при крупных частицах извести. Теоретический расход извести составляет 49 частей на 100 частей сахара, чтобы образовать трисахарат кальция. Однако, практически работа считается очень хорошей, если расходуется извести около 100 частей.

В первое время применения этого процесса количество извести иногда доходило до 200 частей. Значительным прогрессом было применение хорошего измельчения извести. Здесь играет большую роль также температура, с повышением которой уменьшается расход извести.

Хорошие результаты получаются в пределах 17° С.

Самый раствор мялассы должен быть сильно разбавлен до 5—7% содержания сахара, так как осадок затрудняет перемешивание, вследствие чего опять увеличивается расход извести.

В начале образования трисахарата его выделение на единицу извести идет очень слабо, но затем доходит до максимума, но с этого момента начинает убывать, по мере того, как содержание сахара в растворе начинает убывать. Обычно получить маточный раствор с содержанием сахара ниже 0,4% очень трудно, даже при большом избытке извести.

Следующим необходимым условием работы по методу Стеффена является хорошая промывка осадка на фильтр-прессах, так как осадок в значительной степени растворим в водной среде, почему работа на ф.-прессах требует заботливого и внимательного отношения для получения хороших результатов.

Одним существенным недостатком этого метода является невозможность переработки всей мелассы, так как наряду с сахаром в патоке имеется несахара со свойствами аналогичными сахарозе, выпадающие в процессе очистки вместе с сахаратом. Эти несахара разлагаются углекислотой и вместе с соком проходят все стадии производства. Сообщая большую вязкость сиропам, они препятствуют кристаллизации сахара, почему время от времени приходится мелассу, загрязненную означенными примесями, удалять с завода.

Это, так называемая, „дискардная“ меласса, по качеству и питательной ценности она не ниже обычной мелассы, даже выше ее, в виду наличия большего количества углевода, как это видно из приводимых цифр.

	Обыкновенная меласса.	Дискардная меласса.
Воды	20	20,4
Сахара	50	49,3
Рафинозы	присутствует	2,9
Иверт в обоих случаях	следы	следы
Зола	10	11,9
Органического несахара	20	15,5
Отношение сахара к несахару	62,5 : 37,5	62 : 38
Отношение сахара к золе	6 : 1	4,1 : 1

Насыщенный чистый сахарный раствор содержит при 20° С ~ 40 частей сахара на 20 частей воды.

Как видно, дискардная меласса содержит около 3% рафинозы и большее количество зола, чем обуславливается ее вредное влияние на варку утфеля. Сопоставляя методы сахаратов между собой, необходимо отметить следующие существенные различия между ними.

Установка процессов Стеффена является самой дешевой.

В баритовом процессе главная часть расходов ложится на установку печи. В случае удешевления регенерации окиси бария начальные затраты по этому методу будут ниже, чем по двух другим процессам. Большим преимуществом процесса Стеффена является возможность его присоединения к свеклосахарному заводу, так как в этом процессе известь может быть дважды использована: для получения сахарата, а затем для очистки соков, в то время, как в других процессах сатурация имеет назначение только выделение карбонатов с целью их регенерации.

Однако, это преимущество процесса Стеффена значительно уменьшается низкой доброкачественностью получаемого сахарата по сравнению с другими методами:

Баритовый процесс	93,05 5 доброкачественности
Строциановый	88,33
Стеффеновский	81,22

4) Свинцовый метод. В 1850 г. Дюбрэнфо получил ди-сахарат свинца и пробовал обессахаривать мелассу свинцом, но безуспешно. Впоследствии опыты были повторены Водем, который установил, что указанный сахарат дает только желтая модификация окиси свинца. Опыты были поставлены в заводском масштабе. Затруднения с регенерацией свинца были преодолены при переходе

на мокрый метод, основанный на переходе основной углесвинцовой соли в присутствии сахара со щелочью в свинцовый сахарат и углещелочную соль. При получении кристаллического сахара свинца в нем не содержится. Завод по этому методу работу прекратил, очевидно, в силу каких-то затруднений.

III. Укусный метод. Сахаратные методы извлечения сахара до самого последнего времени были единственными, когда в 1924 г. появился новый, весьма интересный метод выделения сахара из меляссы действием укусной кислоты по методу Фридриха и Райтора, применяемый на заводе Nestomitz в Чехо-Словакии.

Метод работы следующий. В обыкновенном аппарате мелясса выпаривается до 90—95° Вх и в горячем состоянии поступает в закрытую мешалку, куда к ней непрерывно поступает концентрированная укусная кислота в количестве 60%. Перекипывание продолжается 30 мин., затем смесь оставляется стоять в течение 4 часов для выпадения сахара в кристаллах в количестве 70—80%.

Разделение кристаллов и сиропа происходит в закрытых центрофугах, а кристаллы промываются укусной кислотой и продуваются нагретым до 110° С. воздухом для удаления остатков укусной кислоты. Получающиеся при этом пары конденсируются в особом холодильнике. Сахар затем растворяется в воде, нейтрализуется необходимым количеством известкового молока, фильтруется и присоединяется к заводским сокам. Большая часть укусной кислоты регенерируется посредством дистилляционной колонны и идет опять в производство. Кислота в разбавленном виде перерабатывается на укусно-кальциевую или натриевую соль, чтобы таким путем получить более концентрированную кислоту. Остаток после дистилляции ацетата содержит все соли, которые получаются из меляссы, и после прокаливания получается цоташ.

Существенным расходом является в этом способе установка медной колонны для дистилляции укусной кислоты, но главным недостатком этого метода являются потери укусной кислоты от 5 до 7%. Со слов изобретателя, E. Saillard указывает, что кроме укусной кислоты могут быть применены кислоты муравьиная, жидкая сернистая или спирт с прибавкой сернистой кислоты. Однако, муравьиная кислота дорога, а смесь из алкоголя (40%) и сернистой кислоты (7%) имеет то неудобство, что ценные карбонаты солей переходят в сульфаты.

Теория этого процесса неизвестна и неразработана, но теоретически можно высказать предположение, что действие укусной кислоты в отличие от воды обуславливается ее низкой диэлектрической постоянной. Действительно, для воды $D = 81,7$, для укусной кислоты $D = 6,46$.

Как известно, из теоретической химии (Каблуков—Электрохимия) на электролитическую диссоциацию солей хотя влияют различные факторы, но решающее значение имеет диэлектрическая постоянная.

Отсюда понятно, что в водном растворе несахара патоки—электролиты сильно диссоциированы и так, как способность растворенных тел соединяться с большим или меньшим количеством растворителя есть общее свойство, то, как недиссоциированные молекулы, так и ионы распавшихся молекул могут вступать с растворителем и между собою в нестойкие комплексные соединения, весьма легко разлагающиеся с изменением температуры и концентрации. Прибавление укусной кислоты, как слабо диссоциирующей среды, должно в значительной степени разрушить образовавшиеся комплексы, вследствие уменьшения диссоциации солей. Таким образом, нерастворимые в укусной кислоте соли, выделенные в свободном виде в раствор, должны выпасть в осадок, что мы и наблюдаем в отношении сахара.

IV. Брожение. Утилизация меляссы для процессов брожения является древнейшим из всех способов использования отбросов сахарного производства. Так, владелец первого завода в России в 1802 г., Бланкельнагель, вместе с субсидией в 50.000 руб. получил и право на выкуривание 1000 ведер спирта из остатков производства с вольной продажей их. Метод брожения основывается

на значительном содержании сахара в меляссе, способного расщепляться и при брожении давать спирт. В виду широкого применения алкоголя для технических целей и потребления сбыт был всегда обеспечен и утилизация меляссы на винокуренных заводах нашла широкое распространение в России, Франции и Австро-Венгрии. Работы состоят в следующем.

Мелясса разбавляется до 17—20° Вх и подкисляется серной кислотой. Назначение серной кислоты заключается:

- 1) в удалении летучих кислот, для чего раствор подвергается кипячению;
- 2) в образовании кислой среды, так как обычно щелочная среда меляссы является неблагоприятной для развития брожения;
- 3) кислота предупреждает развитие посторонних бактерий и, следовательно, несоответствующих видов брожения.

В разбавленный подкисленный раствор даются дрожжи и дают бродить при начальной температуре 18° С. Во время процесса брожения температура поднимается, и в течение 48—96 часов брожение заканчивается, и алкоголь отделяется обычным путем—дистилляцией.

Теоретический выход алкоголя по весу сахаров—53,8%, однако, этой величины практически никогда не достигают. Максимум, который был получен—95%, в обычных условиях выход составляет 70—80% от теоретического. В лаборатории получается 61 литр алкоголя на 100 кг сахара Клерже. Способ требует дорогой установки и в качестве отбросов имеет барду, которую иногда утилизируют для получения поташа.

В последнее время получил распространение в Германии способ утилизации патоки для выработки дрожжей по методу Вооль и Шерделя. По этому методу работают следующим образом: прибавляют к меляссе в форме аммонийной соли азота в количестве от 10 до 50% от органического азота меляссы и ведут дрожжевое брожение при сильной аэрации. Применение меляссы вызвано необходимостью замены более дорогого солода. В виду большого содержания азота и минеральных солей для производства дрожжей мелясса является крайне желательной. В последнее время в Америке патока используется для получения горючего для моторов. Вопрос этот обсуждается на страницах специальной прессы и вызывает, повидимому, большой интерес. Установка этого вида имеется в Рага, состоящая из следующих отделений:

- 1) бродильного,
- 2) дистилляционного,
- 3) денатуратного,
- 4) магазина готового продукта.

Мелясса сбраживается обычным путем. Дрожжи применяются различных видов, как, например, германские, для получения спирта из картофеля, французские, для сбраживания меляссы, и дрожжи, применяющиеся для получения шампанского, рома и пр. Дистилляция обычная. Денатурация спирта, кроме той части, которая идет для приготовления эфира, производится эфиром, керосином, пиридином или анилином. На 100 галлонов спирта употребляется 5 галлонов эфира, 2 галлона керосина и 1 галлон пиридина или анилина, в результате получается 108 галлон денатурата состава:

алкоголя	92,6%
эфира	4,6
керосина	1,9
пиридина или анилина	0,9
Всего	100%

Спирт этого состава употребляется вместо керосина и топлива. Для моторов количество эфира увеличивается. На 108 галлон денатурата идет 24 галлона эфира, смесь имеет состав:

алкоголя	75,2%
эфира	22,6
керосина	1,5
пиридина или анилина	0,7
<hr/>	
Всего	100%

Очевидно, выгодность этого производства основывается уже на существующих установках и рыночной конъюнктуре цен на горючее и мелассу.

V. Использование несахаров патоки. Кроме процессов, имеющих целью утилизацию сахаров, как приведено выше, существует не мало других методов, имеющих целью утилизацию несахаров и получение следующих продуктов из мелассы:

метиламинов,	поташа и сульфита калия,
аммония	растительного угля,
аммония сульфат,	смолы,
цианистого калия,	метилового алкоголя,
бетанна,	глицерина,
глутаминовой кислоты,	органических кислот,
	эфиров.

Для обзора методов получения этих веществ воспользуемся сообщением Штандарт Бюро Соединенных Штатов о сводке технических процессов утилизации мелассы.

I. Аммиак. Аммиак извлекается из щелока сахаратных заводов в виде метиламинов.

II. Аммиак. Существующие способы предусматривают получение аммиака из щелоков сахаратных заводов, дискардной мелассы, газов и пр. непосредственно дистилляцией или прокаливанием. Способы работ—нагрев щелоков или мелассы с избытком щелочи, пропускание газов сухой перегонки через различные основные материалы (известь, глина, боксит, алюминаты и пр.), прокаливание с углем, обработка кислотами.

III. Цианиды. Получаются прямо из щелоков, из аминов и газовых смесей. Метод Ortlieb и Mueller состоит в пропускании газов сухой перегонки через трубки накаливания.

IV. Азотистые несахара. Получение касается бетанна и глутаминовой кислоты. Метод получения состоит в обработке растворов, содержащих означенные вещества, газообразной или жидкой соляной кислотой и алкоголем.

V. Поташ и щелочные соли. Получаются из щелоков путем выпаривания, затем прокаливания и выщелачивания полученной массы. Для осаждения калия применяется кремневодородная кислота или гиперхлорат.

VI. Смешанные продукты. Сюда относятся глицерин, жирные кислоты, эфиры, удобрения, корма, краски, протравы, смешанные продукты, щелочи, фосфаты и пр. Глицерин получается обработкой полученного высушиванием остатка щелоков алкоголем и ацетоном или фракционной перегонкой. В настоящее время глицерин получается путем брожения (*Sacharomyces Ellipsoëdeus*). Выход около 20% по весу сахара в мелассе.

Щелока в комбинации с молибденовым аммонием после обработки серной кислотой и спиртом дают краски различных цветов, от светло-зеленого до темно-синего.

ХIII. Тепловой баланс свеклосахарного завода.

В сахарной промышленности, как и в большинстве других отраслей химической промышленности, расходуются значительные количества пара на приведение в движение различных двигателей и обогрев отдельных станций завода.

Необходимый для этих целей расход тепла для каждого свеклосахарного завода различен и колеблется в значительных пределах. Эти колебания зависят от различных условий, как-то: рациональности оборудования и установки котельных, тщательности проводимого теплотехнического контроля, принятых на данном заводе методов работы, правильности отбора и утилизации э.-пара на обогрев отдельных станций завода.

Как складывается в условиях заводской работы тепловой баланс, можно будет проследить на следующем примере.

Для определения расхода тепла по заводу примем в основание расчета следующие данные:

переработка завода в минуту	100 кг,
расход силы на 100 кг/мин.	125 Л. С.,
расход пара на 1 Л. С./мин.	0,2 кг,
количество выпариваемой воды	90 кг,
на конденсатор из выпарки поступает пара	5 кг.

Необходимый расход пара на обогрев отдельных станций завода составляет:

Таблица 55.

		кг			кг	
1) Диффузии	7		7) Решоффер перед В-I		2,0	
2) Решоффер с. с. 1 гр.	5,5		8) В аппар. I продукта		11,0	
3) " " 11 "	4,5		9) " " II "		1,5	
4) " " 1 с.	4,0		10) Нагрев жид. с.		0,6	
5) " " 11 с.	3,5		11) " густ. с.		0,4	
6) Кипятильник	3,5		12) Сироп. и нат. сбор.		1,5	
					Всего	45

Кроме того, необходимо израсходовать пар:

- а) в центрофугах при пробелке 1 кг
- б) в решоффере перед В-II или в самой выпарке в I корпусе, что обыкновенно имеет место на нагрев поступающего сока на выпарку до температуры кипения сока в I корпусе выпарки 2 "

Таблица 56.

Если мы будем производить обогрев всех станций завода, приводить в движение машины и выпаривать сок без утилизации паров, то расход пара выразился бы в следующих цифрах:

	кг	
1) На двигатели	25	
2) На выпаривание воды	90	
3) На обогрев всех станций	45	
4) На центрофуги	1	
5) На решофферах В-II корпуса	2	
Всего		163

Однако, практически действительный расход пара значительно ниже, так как часть его утилизируется повторно несколько раз:

- 1) отработавший пар из машины поступает на выпарку в количестве 25 кг
- 2) в центрофугах затрачивается пара 1 "
- 3) при утилизации сокового пара с выпарки на обогрев отдельных станций завода утилизируется . . . 45 "
- 4) расход греющего пара на выпарку равняется количеству э.-пара плюс пар, идущий на конденсатор, каковой принят у нас в 5 кг, следовательно, расход пара на выпарку получится: $45 + 5 = 50$. Часть этого пара покрывается ретуром в количестве 25 кг. Поэтому расход острого пара на выпарку будет $50 - 25 = 25$ "

Следовательно, общее количество пара, отбираемое с котельной заводом, будет:

Таблица 57.

	кг
а) На двигатели	25
б) На выпарку	25
в) На центрофуги	1
г) На решоффер перед В-II корпуса	2
Всего	53,0

Это составляет: $\frac{53 \times 100}{163} =$

$=$ около 32,5% от определенного нами выше расхода пара, равного 163 кг. Следовательно, действительный расход пара в количестве 53 кг эквивалентен требуемому количеству пара в 163 кг, или 1 кг действительно расходуемого пара эквивалентен $163/53 = 3,08$ требуемого пара.

В этом сущность принципа многократного действия выпарной станции и отбора и утилизации э.-пара.

Коэффициент эквивалентности $= 3,08$ является средним для взятой нами установки в целом. В отдельных случаях эти эквиваленты будут, вообще говоря, различны. Например: для выпарки без конденсатора расход пара с котельной равен 48 кг, что составляет

$$\frac{48 \times 100}{163} = 29,4\%$$

от требуемого пара, или 1 кг действительно расходуемого пара с котельной эквивалентен $163:48 = 3,4$ кг требуемого пара.

Отсюда можно сделать вывод: чем выше средний паровой эквивалент завода, тем экономичнее выбранная система распределения пара. Таким образом, этот средний паровой эквивалент завода может служить критерием при оценке экономической стороны теплового хозяйства завода.

Составим теперь тепловой баланс свеклосахарного завода.

Приход тепла складывается из:

- 1) тепла, доставляемого в завод с топливом,
- 2) " " " " со свеклой и
- 3) " " " " с водой.

Определим эти величины.

Пусть теплотворная способность топлива $Q = 7000$ калорий. Коэффициент полезного действия котельной $\eta = 0,70$. В этом случае испарительная способность топлива равна 9,10 кг воды при расходе 540 калорий на испарение одного кг воды.

Расход топлива составляет $53:9,10 = 5,84\%$ по весу свеклы. Количество доставляемого с топливом тепла равно $5,8 \times 7000 \times 0,70 = 28,620$ калорий.

Со свеклой, при средней ее температуре 8°C и теплоемкости $= 0,9$, доставляемое тепло находим равным $100 \times 8 \times 0,9 = 720$ калорий.

Для определения количества тепла, доставляемого с водой, рассуждаем так: холодная вода в производство поступает только как составная часть идущей на диффузию барометрической воды, теплосодержание которой состоит из тепла, доставляемого холодной водой, и из тепла, доставляемого паром в конденсаторе.

Расход барометрической воды на диффузию = 220 кг.

При температуре 25° С это составит $220 \times 25 \times 1 = 5500$ калорий. Из этого количества тепла мы должны вычесть тепло, поступившее от пара в конденсаторе и пошедшее на нагрев холодной воды от 10° до 25° С, что может быть так вычислено:

поступает холодной воды	X кг,
температура холодной воды	10° С,
пара идет на нагрев этой воды	Y кг.

Полное теплосодержание пара при температуре = 65° равно 625 калорий. Составим и решим следующую систему уравнений:

$$\begin{aligned}
 X + Y &= 220 \\
 10X + 625 Y &= 5500, \text{ откуда: } X = 214,6 \quad Y = 5,367.
 \end{aligned}$$

С паром поступило тепла	5,366 × 625 = 3354,
с водой " " "	214,6 × 10 = 2146
<hr/>	
Всего:	5500

Всего поступило тепла в завод:

1) с топливом	28620 калорий
2) со свеклой	720 "
4) с водой холодной	2146 "
<hr/>	
31486 калорий.	

Из завода тепло уходит с различными продуктами, а так же вследствие потерь на охлаждение, испарение, неплотности и проч.

Определим эти количества тепла.

1) Если количество жома составляет 90% по весу свеклы, температура его = 28° С, а теплоемкость — 0,9, то из завода с жомом будет унесено тепла

$$90 \times 28 \times 0,9 = 2268 \text{ калорий.}$$

2) Если диффузионной воды получается 120% по весу свеклы с температурой — 28° С, то тепла будет потеряно $120 \times 28 \times 1,0 = 3360$ калорий.

За вычетом тепла, поступившего со стружкой и холодной водой, действительные потери тепла в продуктах диффузии (жоме и диффузионной воде) составят $(2268 + 3360) - (720 - 2146) = 2762$ калорий.

3) Примем расход извести равным 3% по весу свеклы, в таком случае ф-прессной грязи получится 12%. Если температура грязи = 90° С, а теплоемкость 0,6, то расход тепла находим равным $12 \times 90 \times 0,6 = 648$ калорий.

4) Для питания котельной употребляются конденсационные воды. Потребность в воде для котельной определяется из условия, что, при $\eta = 0,70$ и теплотворной способности условного топлива в 7000 калорий, испарительная способность его составляет ~ 9,10 кг воды. Следовательно, для котельной необходимо

$$5,84 \times 9,10 = 53 \text{ кг.}$$

Общее количество конденсационных вод в заводе получается:

а) из острого пара с I корпуса выпарки	25 кг
с решоффером перед В-II корп.	2 "
б) из ретурного пара из машин	25 "
в) из сокового пара с выпарки, за вычетом количества пара, идущего на конденсатор, т.-е. 90 — 5	= 85 "
<hr/>	
137 кг	

Из этого количества утилизируется:

а) на котельную	53	кг
б) на прямой фильтр-прессов	12	"
	<u>65</u>	кг.

Остается неиспользованным: $137 - 65 = 72$.

Если средняя температура конденсационных вод равна 90°C , то потери составят: $72 \times 90 \times 1,0 = 6480$ калорий.

5) На конденсатор уходит пара:

а) с выпарки	5	кг
б) с в-аппаратов $11 + 1,5$	<u>$= 12,5$</u>	"
	17,5	кг.

Если полное теплосодержание пара примем равным $\lambda = 625$ калорий, то потери тепла выразятся $17,5 \times 625 = 10938$ калорий.

Так как часть пара в конденсаторе утилизируется на диффузии в виде составной части барометрической воды, то потери в конденсаторе будут ниже, как это, выведено выше, на 3354 калорий, т.е. потери тепла на конденсаторе равны $10938 - 3354 = 7584$ калорий.

6) В утфелях потери тепла находим при условии, если их количество равно для I кристаллизации— 25% , а для II кристаллизации— 7% , средняя температура утфеля при спуске— 75°C , а теплоемкость равна 0,5, отсюда расход тепла получим: $32 \times 75 \times 0,5 = 1200$ калорий.

Итак, имеем расход тепла:

Таблица 58.

1) В жоме	}	2762	калорий
2) „ диффузионной воде			
3) „ ф-прессной грязи			
4) „ конденсационных водах			
5) „ конденсаторе			
6) „ утфелях			
Итого		18674	калория

Неучтенных потерь:

$28620 - 18674 = 9946$ калорий.

В $\%$ неучтенных потерь будет

$$\frac{9946 \times 100}{28620} = 34,8\%$$

Если выразить расход тепла по отдельным статьям в $\%$, то получим следующую картину:

Таблица 59.

1) На диффузии	9,7%
2) На ф прессах	2,3
3) В конденсационной воде	22,6
4) „ конденсаторе	26,4
5) „ утфелях	4,2
6) Неучтенные потери	34,8
Итого	100%

Неучтенные потери, равные $34,8\%$, разобьем на следующие статьи:

Таблица 60.

1) Расход тепла в машинах на работу	3,8% — 1080	калорий
2) В центрофугах	1,9% — 540	"
3) Потери от охлаждения (коэффициент полеаного действия изол. = 60%)	6,8% — 1924	"
4) Потери через испарение	16,6% — 4776	"
5) Потери от неплотностей	5,7% } — 1626	"
6) Прочие потери		
Всего	34,8%	— 9946 калорий

Из таблицы 58 и 59 видим, что главный расход тепла приходится на такие станции, как диффузия, выпарка и в-аппараты I корпуса. Отсюда понятны те меры, которые могут быть приняты для уменьшения тепловых потерь по этим станциям:

1) Путем установки выпарки с полной утилизацией соковых паров (под разрежением или под давлением) мы уменьшаем потери в конденсаторе, вызываемые конденсацией паров с выпарки, и получим экономию пара в котельной, равной 5 кг, согласно уравнению минимального расхода пара на выпарку

$$\Sigma D = \Sigma_2 + d_n,$$

так как в данном случае $d_n = 0$.

(См. нашу статью о минимальном расходе пара в „Записках“ Научно-Исследовательской Кафедры. Киев, 1926 г., Вып. 9, том IV).

2) Пропуская пары с в-аппаратов через решетки сырого сока I группы можно утилизировать 5,5 кг пара, вследствие чего уменьшатся потери в конденсаторе, выбываемые конденсацией этих 5,5 кг пара с в-аппаратов, и на котельной получится экономия 5,5 кг пара, так как уменьшатся отбор в-пара с выпарки.

3) В целях уменьшения потерь через испарение необходимо утилизировать на обогрев 2 кг пара, удаляемых из кипятильника наружу. Это обстоятельство уменьшит расход пара на кипятильник на 2 кг, понизит отбор в-пара, а, следовательно, расход пара с котельной.

Возможность установки выпарной станции при соблюдении условий по пунктам 1, 2 и 3 обуславливается температурой отбираемых в-паров и соответственно этому — кратностью выпарки.

Расход пара при соблюдении пунктов 1, 2 и 3 выразится:

$$\Sigma D = \Sigma_2 + d_n = 45 - 5,5 - 2 + 0 = 37,5 \text{ кг.}$$

Кратность выпарки при поступлении ретур на 0 корпус выразится:

$$h = \frac{W + \Sigma_w}{\Sigma D},$$

при $\Sigma_w = 0$

$$n = \frac{90}{37,5} \cong 3.$$

Рациональный отбор пара находим:

$$\begin{aligned} 3a + 2b + c &= 90 & \text{при } c &= 2 \\ & & a &= 17 \\ a + b + c &= 37,5 & b &= 18,5. \end{aligned}$$

Количество выпариваемой воды по корпусам:

$$\begin{array}{r} \text{III} - 17,0 & : 17 \\ \text{II} - 17,0 + 18,5 & : 35,5 \\ \text{I} - 17,0 + 18,5 + 2 & : 37,5 \\ \hline 51 + 37,0 + 2 & = 90,0. \end{array}$$

Такой отбор пара возможен и только при условии, если температура последнего корпуса будет не ниже 100° С.

В целях разгрузки III корпуса возможно увеличить отбор пара на обогрев с кипятильника, повысив в нем и температуру кипения.

4) В отношении потерь на диффузии невольно возникает мысль о необходимости подачи холодной воды, чтобы уменьшить тепловые потери в жоме и диффузионной воде. Подача холодной воды не увеличивает на ее нагрев расхода пара, а даже уменьшает его, что можно видеть из уравнения теплового баланса диффузии.

Пусть перерабатывается в 1 мин. свеклы	100 кг
ее теплоемкость	0,9
ее температура	Θ ° C
воды подается на диффузию	220 кг
ее теплоемкость	1,0
ее температура	t ° C
сока на мерник поступает	110 кг
его теплоемкость	0,9
его температура	θ
жом имеет	90 кг
его теплоемкость (по Зуеву)	1,0
его температура всегда выше температуры барометрической воды. Пусть это повышение температуры выражается неко- торой частью α от температуры барометрической воды, тогда имеем температуру для жома равную	$t + \alpha t$
диффузионной воды получается	120 кг
ее теплоемкость	1,0
ее температура, как и для жома	$t + \alpha t$
Составим баланс.	

Приходит тепла:

$$\text{Со стружкой} 100 \times 0,9 \times \Theta = 90 \Theta$$

$$\text{С баромет. водой} \frac{220 \times 1,0 \times t}{320} = 220 t$$

Расход тепла:

$$\text{С диффузионным соком} 110 \times 0,9 \times \theta = 99 \theta$$

$$\text{С жомом и диффузионной водой} \frac{210 \times 1 \times (t + \alpha t)}{320} = 210 t + 210 \alpha t$$

Дополнительный расход тепла, даваемого в виде пара на обогрев диффузии,

$$Q = 99 \theta + 210 t + 210 \alpha t - 90 \Theta - 220 t,$$

$$Q = 99 \theta - 90 \Theta + 10 t (21 \alpha - 1) (A)$$

В этом уравнении величина 99θ положительна и 90Θ отрицательна; выражение же $10 t (21 \alpha - 1)$ может быть и положительным и отрицательным, переходная—нулевая точка находится при условии $21 \alpha = 1$ или $\alpha = 0,0476$, т.е. если температура жома и диффузионной воды превышает температуру барометрической воды на 4,19%, то в тепловом отношении питание диффузии горячей или холодной водой равноценно. Если бы температура жома и диффузионной воды была бы равна температуре барометрической воды, и величина $\alpha = 0$, тогда выражение $10 t (21 \alpha - 1)$ равно $(-10 t)$, т.е. питание диффузии горячей водой было бы выгодно, давая сбережения в паре. Однако такое положение практически невозможно и температура жома и диффузионной воды всегда выше ¹⁾ температуры воды барометрической. Потому мы имеем не экономию, а потери тепла на диффузии, обусловленные разностью температур между жомом и диффузионной водой с одной стороны, и барометрической водой с другой—это бесполезно потерянное тепло и оно тем выше, чем выше температура питательной воды. Поэтому в тепловом отношении диффузию выгоднее питать холодной водой. Однако окончательно вопрос о выборе температуры воды должен решиться только мотивами рационального ведения процесса выщелачивания. Повидимому, этот предел для температуры питательной воды лежит между 20—25° C

¹⁾ Практически при откачке сока на мерник в половинном количестве при температуре барометрической воды = 40, температура на калоризаторе в предпоследнем диффузоре держится в пределах 52—55° C, следовательно, температура жома и диффузионной воды приблизительно $(40 + 52) : 2 = 46$ ° C.

при $\alpha = 0$ имеем: $Q = 99 \vartheta - 90 \Theta$ т.-е. полезно затрачиваемое тепло на диффузии равно: количеству тепла, уносимому с диффузионным соком на мерник, минус количество тепла, доставляемого со стружкой.

Поэтому мы в дальнейшем предлагаем при расчете пользоваться выведенной нами формулой (А).

Произведем примерный расчет расхода тепла на диффузию, полагая, что

$$\begin{aligned} \vartheta &= 40^\circ \text{ C,} \\ \Theta &= 5^\circ \text{ C,} \\ t_1 &= 25 \text{ и } t_2 = 40, \\ \alpha &= 0,1. \end{aligned}$$

Тогда температура жема и диффузионной воды будет $25 + 0,1 \times 25 = 27,5^\circ \text{ C}$ в первом случае и во втором 44° C .

$$\begin{aligned} Q_1 &= 99 \times 40 - 90 \times 5 + 10 \times 25 (2,1 - 0,1 - 1), \\ Q_1 &= 3960 - 450 + 275 = 3785 \text{ калорий,} \\ Q_2 &= 3960 - 450 + 10 \times 40 (2,1 \times 0,1 - 1), \\ Q_2 &= 3960 - 450 + 440 = 3970 \text{ калорий.} \end{aligned}$$

Если сюда же прибавить потери тепла на лучеиспускание в размере 10% от Q , т.-е. $0,1 Q$, то получим практический расход тепла для обоих случаев:

$$\begin{aligned} Q_1 &= 3785 + 379 = 4164 \text{ калорий} \\ Q_2 &= 3970 + 397 = 4367 \end{aligned}$$

В эквивалентах пара, считая $r = 540$ калорий находим:

$$D_1 = \frac{4164}{540} = 7,71\%$$

$$D_2 = \frac{4367}{540} = 8,08\%$$

Разница небольшая, но в пользу питания диффузии холодной водой. Отсюда вывод—температура питающей диффузию воды должна быть обусловлена исключительно мотивами рационального ведения процесса выщелачивания стружки, а не соображениями экономии топлива. По данным проф. П. М. Сидина „Теория работы диф. батарей“ применение горячей воды для полноты выщелачивания по сравнению с холодной водой никаких преимуществ не дает, конечно, при средней температуре на диффузии не ниже $60-65^\circ \text{ C}$. Отсюда вывод—головной грев диффузии.

Вредные потери тепла в продуктах диффузии неизбежны, их понизить возможно только повышением температуры питающей воды. Но потери в горячем конденсате, который поступает на диффузию, при невозможности его утилизации конечно, останутся в силе.

XIV. Водное хозяйство.

Конденсатор. Назначение конденсатора — сгущение паров, идущих с последнего корпуса выпарки и с в-аппаратов. Существуют 3 способа конденсации паров: мокрая, сухая и поверхностная конденсация. Прежде применялась так называемая „мокрая конденсация“, состоявшая в том, что воздушный насос, дающий разрежение конденсатору, откачивал одновременно воду и несконденсировавшиеся газы. Вследствие таких недостатков, как: 1) излишние большие размеры установки, 2) большой расход воды, 3) образование осадков в самом насосе этот способ почти везде оставлен. Теперь применяется исключительно сухая конденсация, в которой эти недостатки устранены. При сухой конденсации воз-

душный насос откачивает только несконденсировавшиеся газы. Сконденсировавшиеся пары вместе с водой через барометрическую трубу отводятся помимо насосов. Конденсация централизована и обычно ставят один конденсатор и один насос, что, конечно, дает значительную экономию в первоначальных расходах и расходе воды. Центральный конденсатор, называемый барометрическим, соединяется с сухим воздушным насосом.

Конденсатор состоит (рис. 94 и 95) из вертикального цилиндра склепанного из котельного железа, внизу продолжением служит труба, диаметром 400 мм, опущенная в воду, представляющая собой водяной барометр. Вода поступает в верхнюю часть конденсатора, пар поступает снизу. Благодаря различным препятствиям, перегородкам, расположению которых очень разнообразно, вода вступает в более полный контакт с паром и его сгущает. Труба к воздушному насосу идет из верхней части конденсатора. Вода, питающая конденсатор, поступает из резервуара, помещаемого почти на той же высоте, что и конденсатор. Вода поступает сверху в конденсатор и снизу отводится из него по трубе; в трубе вода более или менее поднимается в зависимости от величины атмосферного давления.

Устройство конденсаторов различно, но все они устраиваются противоточными. Главное отличие их в устройстве приспособлений, увеличивающих поверхности охлаждения. Различают конденсаторы тарелочные, каскадные и винтовые. Поверхностные конденсаторы, исключая решофферов, калоризаторов и проч., на свеклосахарных заводах не употребляются.

Для успешного действия конденсатора необходимо: чтобы весь пар был сконденсирован и чтобы регулярно отводился выделяющийся из воды воздух и аммиак. В первом случае необходимо достаточное количество воды, во втором случае насос должен быть достаточной производительности, давая разрежение в 700 мм, чтобы обеспечить нормальную работу выпарки. Чрезмерный приток воды, однако, нежелателен, так как выделение значительного количества воздуха из воды может понизить производительность насоса и тем нарушить нормальную работу выпарки. Барометрическая труба должна иметь высоту не менее 10,5 м. Высота эта определяется из следующих данных: барометрическая высота столба воды при 760 мм hg и 4° С равна 10,336 м. Высота поднятия столба при разрежении b мм ртутного столба будет:

$$H = 10,336 \frac{b}{760}.$$

Если b равно 700 мм, то H = около 9,5 м. Обычно труба бывает 10,5—11,0 м; это увеличение давления дается на преодоление трения при вытекании. Из конденсатора вода стекает в железный ящик, откуда подается насосом или самотеком идет на диффузию, транспортер, а излишек в водоем.

Иногда перед общим конденсатором устанавливают дополнительный конденсатор небольшого размера, так называемый фор-конденсатор. Пар проходит

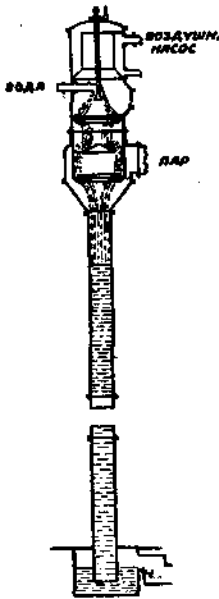


Рис. 94. Барометрический конденсатор.

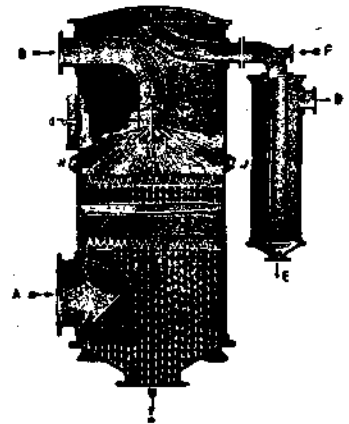


Рис. 95. Водоструйный противоточный конденсатор.

сперва через фор-конденсатор, здесь частью сгущается и поступает на главный конденсатор, где происходит его окончательное сгущение. Вода из фор-конденсатора, как более горячая, может быть использована для заводских нужд.

Расчет трубопровода производится по общепринятым формулам. Необходимо только принять во внимание положение резервуара, из которого конденсатор всасывает воду. Если резервуар ниже конденсатора на h м (но не выше 3 м), то вода течет под давлением равным $H-h$, где H —разрежение в конденсаторе, если резервуар выше конденсатора, то давление будет $H+h$.

На трубе к воздушному насосу устанавливается ловушка для удержания капелек воды, так как попадание вместе с воздухом воды в насос может повести к поломке последнего. Устройство ловушки состоит в том, что труба из конденсатора поступая в ловушку проходит вниз не доходя до дна. Следовательно, газы идут вниз ловушки, отвод же их происходит вверх при помощи трубы соединенной с насосом. Изменение скорости истечения газов способствует осаждению частиц воды.

Воздушный насос. Для создания вакуума в конденсаторе и удаления выделяющихся из воды газов—воздуха и пр.—используются воздушные насосы, преимущественно шибберные. Производительность насоса зависит от степени того разрежения, которое он может дать и его конструкции.

Для расчета насоса требуется знать количество газов отсасываемые воздушным насосом. Эта величина определяется по формуле Veiss'a:

$$V_0 = \frac{h + \frac{\mu}{n} \frac{t_1}{t_1 + a}}{p_0 - d_{t_1 + a}} \cdot \frac{W}{1000}$$

Здесь $h = 0,02$ содержание воздуха в воде = 2%,

$\mu = 8$ опытный коэффициент,

$n = \frac{\text{количество конденсационной воды}}{\text{конденсирующемуся пару}}$,

p_0 = общее давление в конденсаторе,

$d_{t_1 + a}$ = давление водяных паров при температуре, $(t_1 + a)$. Величина a дается уравнением $a = 4 + 0,1(t_1 - t_0)$, где t_0 = начальная температура воды, а t_1 — конечная,

W = количество расходуемой воды на конденсацию в одну минуту выражаемое в литрах. Это количество воды определяется по формуле, на основании теплового баланса:

$$D\gamma + Wt_0 = Dt_n + Wt_n, \quad \text{откуда } W = \frac{D(\lambda - t_n)}{t_n - t_0}$$

Здесь W = количество воды в килограммах, необходимое для конденсации пара,

D = количество пара, идущего в конденсатор,

λ = полная теплота пара,

t_0 = начальная температура воды,

t_n = конечная " " "

Как производится практически расчет воздушных насосов видно на следующем примере.

Расчитать воздушный насос для завода, перерабатывающего 1000 тонн свеклы в сутки.

Примем количество пара идущего на конденсатор равным:

с выпарки	6%
с в-аппарата I	11%
" " " II	2%
Итого	19%

На конденсатор в минуту поступает пара $19 \times \frac{700}{100} = 133$ кг.

Пусть температура пара, идущего на конденсатор равна 60°C , температура поступающей воды $t_0 = 10^\circ \text{C}$, уходящей $t_n = 28^\circ \text{C}$, тогда расход воды находим:

$$W = \frac{133 (622,6 - 28)}{28 - 10} = 4398 \text{ кг/мин.}$$

Расход воды на 1 кг пара составляет $4398 : 133 = 33$ кг, что дает по весу воды $19 \times 33 = 627\%$.

Находим объем отсасываемого насосом воздуха по формуле:

$$V_0 = \frac{h + \frac{\mu}{n}}{p_0 - d_{t_n + a}} \times \frac{W}{1000};$$

подставляя $h = 0,02$, $\mu = 8,0$, $n = 33$, $p = 0,079$, $d = 4 + 0,1 (t_1 - t_0) = 6,8$, $d_{t_n + a} = d_{28} = 0,057$ $m = 4398$, находим:

$$V_0 = 58,32 \text{ кг/мин. или } 3499 \text{ м}^3/\text{час.}$$

Необходимая работа на сжатие и выталкивание этого количества воздуха определяется по уравнению:

$$L = 2,303 p_0 \lg \frac{p}{p_0} \times 10,000 \times 1,2$$

подставляя $p = 1,033$, $p_0 = 0,079$, находим:

$$L = 1,2 \times 2,303 \times 0,079 \times 10,000 \lg \frac{1,033}{0,079} = 2445 \text{ кгм}$$

Мощность насоса в индикаторных силах будет:

$$N_i = \frac{L \cdot V}{270000} = \frac{2445 \times 3499}{270000} \cong 32 \text{ Л. С.}$$

Полную мощность насоса при коэффициенте полезного действия $\eta = 0,8$ получим:

$$N = \frac{N_i}{0,8} = 40 \text{ Л. С.}$$

Найдем размеры воздушного цилиндра. Примем число оборотов $n = 80$ мин. ход поршня $S = 0,90$ м, коэффициент наполнения $\epsilon = 0,95$.

Площадь поршня определяется из уравнения $v = F \cdot c$,

где: V = объем в кубических метрах газа, отсасываемый в секунду

C = скорость поршня м/сек.,

$V = 58,3 : 60 \cong 0,97$ куб. м.

Так как $\epsilon = 0,95$, то фактически объем цилиндра должен быть:

$$\frac{v}{0,95} = \frac{0,97}{0,95} = 1,02 \text{ куб. м.}$$

$$c = \frac{2 \cdot S \cdot n}{60} = \frac{2 \cdot 0,75 \times 80}{60} = 2,4 \text{ м/сек.}$$

Отсюда $F = \frac{1,02}{2,4} = 0,43$ кв. м.

Диаметр находим из уравнения $D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}$,

откуда $D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,43}{3,14}} \cong 750$ мм.

Разделение заводских вод. Одним из существенных условий нормальной работы сахарных заводов при современных способах сокодобывания является обеспеченность его водой. О важном значении воды в условиях заводской работы можно судить по тому, что для извлечения сахара из 1 кг свежлы требуется около 15 л воды, из конх около 8 л должно быть введено в виде свежей воды, прочее же количество берется из воды, находящейся в обращении на заводе.

Все воды сахарных заводов могут быть подразделены на следующие пять видов:

- 1) Ретурные воды,
- 2) Аммиачные воды,
- 3) Барометрические воды,
- 4) Свежие воды,
- 5) Сточные воды.

1. Ретурные воды. Ретурные воды получают от конденсации острого пара, ретура и паров I корпуса, конденсирующихся вместе с ретуром в паровой камере второго корпуса. Количество этих вод за вычетом необходимых потерь вполне покрывает потребность в воде котельной, куда они целиком поступают в количестве около 65%. Так как температура этих вод выше 100°, то они должны поступать в закрытый сборник.

2. Аммиачные воды. Аммиачные воды получают конденсацией соковых паров и э-пара. Так как общее количество конденсата около 14,5%, то количество этих вод за вычетом ретурных составляет около $145 - 60 = 85\%$. Температура их около 80°.

Аммиачные воды могут быть использованы на следующие цели:

1. Промой ф.-прессов	15%
2. Приготовление известков. молока в добавление к 8% промоек	10%
3. Мойку салфеток, полов и прочие нужды завода	10%
Итого	35%

Неиспользованные аммиачные воды присоединяют к барометрической воде в количестве $85 - 35 = 50\%$.

3. Барометрические воды получают с конденсатора. Количество их получается из 2-х величин:

1. Сконденсировавшегося пара	около 20%
2. Вода на конденсацию	" 627%
Всего	" 647%
3. Сюда же прибавляются чистые аммиачные неиспользованные воды	" 50%

Таким образом, общее количество барометрической воды составляет $647 + 50 = 697$.

Расходуется барометрическая вода

а) на диффузию	около 220%
б) на гидравлический транспортер и мойку	" 477%
Всего	" 697%

Если имеется избыток барометрических вод, то излишек возвращается обратно в водоем или по охлаждению на градирнях обратно на завод.

4. Свежие воды доставляются на завод насосом из какого-нибудь водоема — реки, пруда, или артезианского колодца. Для нормального обеспечения завода водой ставятся два насоса, один в запас.

Холодная вода поступает на главный сборник, откуда распределяется по отдельным станциям завода. Свежая холодная вода расходуется, главным образом, на следующие цели, как приведено выше:

1. Конденсатор 627⁰/₀ по весу свеклы
2. Гидравлический транспортер и мойку 153⁰/₀

Считая, что на транспортер и мойку всего требуется $600 + 30 = 630\%$ воды, из коих 477⁰/₀ берется из барометрического ящика.

3. Газовый лавер (углекисл. и сернист. газа) . . . 40⁰/₀

Итого 820⁰/₀ по весу свеклы.

Очистка сточных вод. Сточные воды представляют собой отбросы завода, которые подлежат не только удалению с завода, но и должны быть в достаточной степени очищены. Степень их очистки обуславливается степенью их безвредности при спуске в общественные водоемы или обратном возвращении в завод.

К сточным водам относятся:

1. Воды бурачной и моечной около 630⁰/₀
2. „ диффузионные „ 120⁰/₀
3. „ жомов и прессовые „ 40⁰/₀
4. „ газовые (углекислые и сернистые) . . . „ 40⁰/₀

Итого около 830⁰/₀

Рассматривая сточные воды с точки зрения наличия в них посторонних веществ, обуславливающих их загрязненность, можно установить две группы:

1. Воды с преимущественным содержанием веществ минерального характера, источником которых являются примеси земли.
2. Воды с преимущественным содержанием органических веществ, основную часть которых составляют волосяна клетки и сок свеклы.

К первым относятся воды бурачные и моечные, ко вторым диффузионные, жомовые и прессовые воды и газовые. В зависимости от характера загрязнения различают и методы их очистки.

Воды с гидравлического транспортера и мойки содержат, главным образом в суспензированном виде земляные вещества, отмытые со свеклы, а частью хвосты и частицы свеклы. Последние отделяются на особых ситах, а вода подвергается обработке известью, квасцами, серноокислым железом, хлорной известью, а затем направляются в отстойники достаточного размера и обычно периодического действия.

Вытекающая из отстойников достаточно очищенная вода или направляется обратно в завод или может быть направлена в водоемы. Гораздо труднее обстоит дело с очисткою диффузионных, жомовых и газовых вод, в виду того, что главная часть загрязнений состоит из трудно удаляемых органических веществ.

По J. Kbnig'у в смеси этих вод на 1 л приходится:

- 1) Органических веществ . . . 718 мг
- 2) Минеральных 830,8 „
- 3) Азота 20,9 „
- 4) Калия 79,0 „
- 5) Кальция 169,0 „
- 6) Фосфорной кислоты 15,0 „

Полная очистка состоит в удалении минеральных веществ и разрушении органических. При этом, путем брожения безазотистые вещества (сахар, несакхар, органические кислоты) распадаются на углекислоту и воду, а азотистые вещества (белки, органические основания) на азотистую кислоту и воду. Подобная

очистка достигается на полях орошения—способ довольно распространенный и требующий достаточного количества земельной площади. При правильной организации полей орошения преследуются не только цели полной очистки сточных вод, но и возможной утилизации питательных веществ, *включающихся* в них для культивирования на полях орошения растений.

При правильной утилизации питательных веществ их количество не должно быть менее того, которое требуется согласно „закона минимума“ У. В. Liebig'a для нормального развития растений, с другой стороны, оно не должно быть выше тех норм, которые без вреда могут быть усвоены растениями, наконец, количественные соотношения между отдельными элементами питательных веществ должны быть те же, которые необходимы растениям для построения организма.

По Е. Heiden'у на 1 ha растением усваивается:

1) Азота	166,7 кг
2) Фосфорной кислоты	79,9 „
3) Калия	233,9 „
4) Кальция	81,9 „
5) Магния	37,1 „

В процентном отношении к азоту=100 это составит:

1) Азота	100%
2) Фосфорной кислоты	22%
3) Калий	157%
4) Кальций	55%
5) Магния	25%

Устанавливая подобные отношения для вышеприведенного анализа сточных вод сахарного завода, видим, что эти соотношения таковы:

1) Азот	100%	3) Кальций	378%
2) Фосфорная кислота	72%	4) Калий	810%

т. е., как видно из сопоставления этих цифр, здесь замечается недостаток азота, поэтому для получения хороших результатов при утилизации сточных вод в данном случае количество азота должно быть внесением извне увеличено в 5 раз, так, чтобы содержание азота в 1 л воды соответствовало бы:

$$20,9 \times 5 = 104,5 \text{ мг,}$$

примем в среднем около 100 мг на 1 л воды.

Если по Кёпиг'у без вреда для растений на 1 ha может быть усвоено максимум 350 кг азота, то отсюда может быть определена минимальная площадь под поля орошения.

Пусть завод перерабатывает в сутки 1000 т свеклы. Длительность кампания—100 дней. Количество сточных вод, подлежащих очистке на полях орошения (исключая вод моечных, бурачных и барометрических).

1) диффузионных	120%
2) жомовых и прессовых	40%
3) газовых (углекисл. и сернист.)	40%
Итого	200%

что дает в сутки около 2000 т воды, а за производство около 200000 т.

На 1 ha возможно будет подать воды максимум

$$350 \text{ кг} : 100 \text{ мг или } 350000000 : 10 = 3500000 \text{ л или } 3500 \text{ т.}$$

Необходимая площадь полей определится:

$$200000 : 3500 \cong 55 \text{ ha на } 1000 \text{ т,}$$

следовательно, около 11 ha на 1000 берк. суточной переработки.

Очищенные на полях воды по дренажным трубам поступают в общий коллектор, отсюда проходят еще аэрационную площадку или непосредственно спускаются в водоемы. Практически, однако, полной утилизации вод на сахарных заводах мы не наблюдаем. Это зависит иногда от недостатка земельной площади, частью просто отсутствием заинтересованности в данном вопросе. Поэтому, в отношении сточных вод принимаются только такие меры, чтобы их очистить и иметь возможность спускать в водоемы. В таком случае, останавливаются на почвах, способных пропустить большое количество вод (песчаные почвы) и, таким образом, уменьшить площадь полей орошения. В этом случае требуется всего 4—8 десятин на 1000 берковцев.

Литературные источники.

1. *E. Saillard.*—Betterave et sucrerie de betterave. 1913 г.
2. *L. Malreaux.* La betterave à sucre. 1912 г.
3. Проф. Д. Н. Пряжников, — Частное земледелие.
4. Проф. Д. М. Зуев. — Тепло в сахарном производстве. 1913 г.
5. *Его же.*—Сахар.
6. *Его же.*—Дефекция и сатурация. 1922 г.
7. *Его же.*—Популярный курс свеклосахарного производства. 1922 г.
8. М. Н. Сыромятников. — Механическое оборудование свеклосахарных заводов. 1917 г.
9. *Его же.*—Справочная книга по технике сахарного производства. 1915 г.
10. Рейсер — Проектирование свеклосахарных заводов. 1917 г.
11. *Danniel.*—Электрохимия. 1911 г.
12. Проф. Каблуков. — Физическая химия (Электрохимия).
13. *Dr. E. Leher.*—Das Wasser. 1905 г.
14. *Prof. Dr. E. Haselhoff.*—Wasser und Abwasser. 1909 г.
15. О. Вогрызек. — Химия сахарной промышленности. 1922 г.
16. Проф. А. И. Тищенко. — Современные выпарные аппараты и их расчет. 1915 г.
17. Проф. И. А. Кухаренко. — Химико-технический учет сахарного производства. 1924 г.
18. *Его же.*—Новости в науке и технике сахарного производства за границей. 1924 г.
19. *Hausbrand.*—Verdampfen, Kondensieren und Kühlen. 1918 г.
20. А. Шифнер. — Машины и аппараты свеклосахарных и рафинадных заводов. 1914 г.
21. Ф. Штомак и А. Шандер. — Руководство к производству сахара. 1920 г.
22. Волчанский. — Сахарная свекла и ее культура. 1922 г.
23. Проф. А. П. Карлов. — Тростниковый и свекловичный сахар в мировом производстве. 1921 г.
24. Грейкер. — Выпаривание и уваривание 1922 г.
25. М. К. Васильев. — Несчастные случаи на свеклосахарных заводах. 1905 г.
26. Вестник Сахарной Промышленности с 1922 г.
27. The Intern. Sugar Journal с 1923 г. по 1925 г.
28. *H. Classen.*—Производство сахара.
29. *Hülte.*—Справочная книга для инженеров.
30. А. Радциг. — Таблицы и диаграммы для водяного пара. 1923 г.
31. Bulletin d. Gazos. d. chimistes de sucrerie et distillerie с 1916 г. по 1925 г.
32. Sugar. 1924—25 г.
33. Facts. a. Sugar. 1924—25 г.
34. Metal. Eng. 1917 г.
35. Engineer. 1916 г.
36. *Heriot.*—The cane and beet Sugar Manufacture.
37. *Walker, Lewis, Mc-Adams.*—Princip. of. Chemic. Engin.
38. Проф. А. Ф. Фокин. — Методы и орудия Химической техники. 1925 г.
39. Справочник сахарника. 1924 г.
40. Сборник статей по Сахарной Промышленности. 1924—25 г.
41. Бюллетень Сахаротреста. 1924—25 г.
42. М. Н. Сыромятников. — Отбросы свеклосахарного производства. 1923 г.
43. И. А. Тищенко. — Общий метод расчета многокорпусного выпарного аппарата. 1924 г.
44. Д. М. Зуев. — Энциклопедия сахарного производства.
45. Труды I Теплотехнического съезда по сахарной промышленности. 1924.
46. Г. Д. Узрюмов. — Мирное применение боев. отравл. веществ.
47. Фрейс и Вест. — Химическая война.
48. Е. Р. Карлсон. — Варочно-кристал. станция на сах. зав. 1925 г.
49. *Noel Deerr.*—Cane Sugar.

Периодическая система элементов по Менделеву-Фаянсу.

0	I		II		III		IV		V		VI		VII		VIII																																		
	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B																																			
1 H 1,008	3 Li 6,94	4 Be 9,1	5 B 11,0	6 C 12,00	7 N 14,01	8 O 16,00	9 F 19,0	10 Ne 20,2	11 Na 23,00	12 Mg 24,32	13 Al 27,1	14 Si 28,3	15 P 31,04	16 S 32,06	17 Cl 35,46	26 Fe 55,84	27 Co 58,97	28 Ni 58,68																															
18 A 39,88	19 K 39,10	20 Ca 40,07	21 Sc 45,1	22 Ti 48,1	23 V 51,0	24 Cr 52,0	25 Mn 54,93	36 Kr 82,92	37 Rb 85,45	38 Sr 87,63	39 Y 88,7	40 Zr 90,6	41 Nb 93,5	42 Mo 96,0	43 Tc 100,1	44 Ru 101,7	45 Rh 102,9	46 Pd 106,7																															
56 X 130,2	55 Cs 132,81	56 Ba 137,37	57 La 139,0	58 Ce 140,25	59 P 140,9	60 Nd 144,3	61 Sm 150,4	62 Eu 152,0	63 Gd 157,3	64 Gd 157,3	65 Tb 158,9	66 Dy 162,5	67 Ho 164,9	68 Er 167,3	69 Tm 168,9	70 Yb 173,0	71 Lu 174,9	72 Hf 178,5	73 Ta 180,9	74 W 183,8	75 Re 186,2	76 Os 190,2	77 Ir 192,2	78 Pt 195,1	79 Au 197,0	80 Hg 200,6	81 Tl 204,4	82 Pb 207,2	83 Bi 208,9	84 Po 209,0	85 At 210,0	86 Rn 222,0	87 Fr 223,0	88 Ra 226,0	89 Ac (227)	90 Th 232,0	91 Pa 231,0	92 U 238,0	93 Np 237,0	94 Pu 244,0	95 Am 243,0	96 Cm 247,0	97 Bk 247,0	98 Cf 251,0	99 Es 252,0	100 Fm 257,0	101 Md 288,1	102 No 289,1	103 Lr 260,1

Растворимость сахара в чистой воде при разных температурах.
(Выдержка из таблицы Floarens).

Температура С°	Сахар для 100 грамм раствора	Температура С°	Сахар для 100 грамм раствора	Температура С°	Сахар для 100 грамм раствора	Температура С°	Сахар для 100 грамм раствора
5	65	30	68	50	71,80	80	78,35
10	65,58	35	68,8	60	74	90	80,60
20	66,50	40	69,95	70	76,10	—	—

Растворимость сахара в воде при разных температурах,
(Herzfeld).

Температура С°	Сахар в 100 см ³ грамм	Температура С°	Сахар в 100 см ³ грамм	Температура С°	Сахар в 100 см ³ грамм	Температура С°	Сахар в 100 см ³ грамм
0	64,18	26	68,05	51	72,44	76	77,48
1	64,31	27	68,21	52	72,63	77	77,70
2	64,45	28	68,37	53	72,82	78	77,92
3	64,59	29	68,53	54	73,01	79	78,14
4	64,73	30	68,70	55	73,20	80	78,36
5	64,87	31	68,87	56	73,39	81	78,58
6	65,01	32	69,04	57	73,58	82	78,80
7	65,15	33	69,21	58	73,78	83	79,02
8	65,29	34	69,38	59	73,98	84	79,24
9	65,43	35	69,55	60	74,18	85	79,46
10	65,58	36	69,72	61	74,38	86	79,69
11	65,73	37	69,89	62	74,58	87	79,92
12	65,88	38	70,06	63	74,78	88	80,15
13	66,03	39	70,24	64	74,98	89	80,38
14	66,18	40	70,42	65	75,18	90	80,61
15	66,33	41	70,60	66	75,38	91	80,84
16	66,48	42	70,78	67	75,59	92	81,07
17	66,63	43	70,96	68	75,80	93	81,30
18	66,78	44	71,14	69	76,01	94	81,53
19	66,93	45	71,32	70	76,22	95	81,77
20	67,09	46	71,50	71	76,43	96	82,01
21	67,25	47	71,68	72	76,64	97	82,25
22	67,41	48	71,87	73	76,85	98	82,49
23	67,57	49	72,06	74	77,06	99	82,73
24	67,73	50	72,25	75	77,27	100	82,97
25	67,89	—	—	—	—	—	—

Растворимость сахара в смеси воды со спиртом.

Количество алкоголя	0°С		14°С		10°С
	Плотность 17°,5	Сахар в 100 куб. см граммы	Плотность 17°,5	Сахар в 100 куб. см граммы	Сахар в 100 см ³ граммы
0	1,3248	85,5	1,3258	87,5	105,2
10	1,2991	80,7	1,3000	81,5	95,4
20	1,2360	74,2	1,2662	74,5	90,0
30	1,2293	65,5	1,2327	67,9	82,2
40	1,1823	56,7	1,1848	58,0	74,9
50	1,1294	45,9	1,1305	47,1	63,4
60	1,0500	32,9	1,0582	33,9	49,9
70	0,9721	18,2	0,9746	18,8	31,4
80	0,8931	6,4	0,8953	6,6	13,3
90	0,8369	0,7	0,8376	0,9	2,3
97,4	0,8062	0,08	0,8082	0,36	0,5

Растворимость некоторых солей в сахарных растворах.

Вес растворимых солей в 100 куб. см раствора сахара	5 ⁰ / ₀ раствора сахара	10 ⁰ / ₀	15%	20 ⁰ / ₀	25 ⁰ / ₀
Сульфат кальция в г	2,095	1,946	1,593	1,539	1,333
Карбонат " " " "	0,027	0,036	0,024	0,022	0,008
Оксалат " " " "	0,033	0,047	0,012	0,008	0,001
Фосфат " " " "	0,029	0,028	0,014	0,018	0,005
Цитрат " " " "	1,813	1,578	1,505	1,454	1,454
Карбонат магния " " " "	0,317	0,199	0,194	0,213	0,284

Растворимость некоторых солей в сахарных растворах.

(Результаты, полученные в лаборатории Синдиката сахарозаводчиков во Франции).
Saillard.

Сернистый натрий.	Сахара в 100 граммах .	34,26	54,90	63,0
	Сернистый натрий в 100 граммах	17,48	10,09	7,82
Сернистый калий	Сахара в 100 граммах	36,95	58,55	67,80
	Сернистый натрий в 100 граммах	7,88	4,58	3,30
Сернистый кальций	Сахара в 100 граммах .	42,30	62,80	71,30
	Сернистый кальций в 30 Са на 100 грамм .	0,07	0,029	0,016

Растворимость извести в сахарных растворах

Berthelot. Peligot.

Сахар в 100 частях воды	Плотность сиропа	Плотность после насыще- ния известью	100 частей сухих остатков при 120° содержит:	
			Извести	Сахара
40	1,122	1,179	21	79
35	1,110	1,166	20,5	79,5
30	1,096	1,148	20,1	79,9
25	1,082	1,128	19,8	80,2
20	1,068	1,104	18,8	81,2
15	1,052	1,080	18,5	81,5
10	1,036	1,053	18,1	81,9
5	1,018	1,026	15,3	84,7

Температура кипения чистых сахарных растворов под давлением 0,76 м ртутного столба.

Сахар для 100 граммов	Gerlach	Flourens	Claassen-Hermann
10	100,4	100,1	100,1
20	100,6	100,3	100,3
30	101	100,6	100,6
40	101,5	101,1	101,05
50	102	101,9	101,8
60	103	103,1	103
70	106,5	105,3	105,1
75	109	107,4	107
80	112,2	110,4	109,4
85	117,5	114,9	113
90	127	122,6	119,6
92	—	127,9	124

Повышение точки кипения сахарных растворов, имеющих истинную доброкачественность.

(По Claassen-Hermann'y)

Сухих веществ в 100 грамах	Для доброкачественности				
	100	93	83	73	62
5	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
10	0,1	0,1	0,1	0,15	0,2
15	0,2	0,2	0,25	0,25	0,35
20	0,3	0,3	0,35	0,40	0,5
25	0,45	0,45	0,5	0,6	0,75
30	0,6	0,65	0,7	0,85	1,1
35	0,8	0,85	1	1,2	1,5
40	1,05	1,15	1,35	1,6	1,95
45	1,4	1,55	1,75	2,1	2,5
50	1,8	2	2,25	2,7	3,15
55	2,3	2,6	3	3,5	4
60	3	3,3	3,80	4,5	5
65	3,8	4,25	4,8	5,6	6,2
70	5,1	5,4	6,2	7	8
75	7	7,3	8,5	9,2	10,3
80	9,4	10,0	11,4	12,2	13,6
85	13	13,4	15,9	16,9	18,2
90	19,6	(20,0)	(22,0)	24,7	26,9
92	24				

Разрушение сахара при нагреве.

(Herzfeld).

Температура С°	Потери на 100 частей сахара в час при содержании сахара в %:				
	10%	20%	30%	40%	50%
105	0,1385	0,0937	0,0490	0,0588	0,0680
110	0,1630	0,1093	0,0557	0,0667	0,0776
115	0,1749	0,1188	0,0628	0,0748	0,0862
120	0,2823	0,2341	0,1857	0,2269	0,2678
125	0,5330	0,5082	0,4833	0,5939	0,7044
130	2,0553	1,4610	0,8667	1,0235	1,1800

Плотность некоторых неорганических веществ.

Жидкие тела:		10) Чугун белый		7,6
1) Углекислоты а 0°	0,95	11) Золото		19,32
2) Серная кислота при 0°	1,434	12) Платина сплавленная		21,50
3) Аммиак жидкий при 0°	0,336	13) Свинец		11,37
4) Морская вода	0,026	14) Сера октаэдрическая		2,07
5) Сероуглерод при 0°	1,263	15) Цинк		7,15
6) Ртуть	13,596	16) Окись свинца		9,25
		17) Поташ		2,29
		18) Хлористый натр		2,10
Твердые тела:		Различные тела:		
1) Алюминий	2,60	1) Окись кальция		3,15
2) Серебро	10,53	2) Гидрат окиси кальция		2,8
3) Кальций	1,57	3) Гранит вогезский		2,716
4) Ретортный уголь	1,88	4) Стекло простое		2,64
5) Мель	8,92	5) Кристаллическое стекло		3,95
6) Олово	7,29	6) Фаянстглас		3,3
7) Железо	7,86	7) Шифер		2,53
8) Сталь	7,7			
9) Чугун серый	7,1			

Коэффициент расширения некоторых газов:

При постоянном объеме от 0—100°.

Название газов	Давление в мм ртутн	Средний коэффициент
Воздух	110—149	0,0036482
"	700	0,036650
"	2 000	0,0036903
"	20 000	0,0038866
"	100 000	0,0041001
Азот	760	0,0036682
Водород	760	0,0036678
Сернистая кислота	760	0,0038453
Угольная кислота	758—1035	0,0036856
Окись углерода	760	0,0036667

При постоянном давлении 760 мм.

Название тела	Интервалы температуры	Средний коэффициент
Пары воды	0—119°	0,004187
"	0—141	0,004189
"	0—162	0,004071
"	0—200	0,003938
"	0—247	0,003799
Воздух и азот	0—100	0,0036706
Водород	—	0,0036613
Сернистая кислота	—	0,0039028
Угольная кислота	—	0,0037099
Окись углерода	—	0,0036688

Плотность 15° известкового молока (Lunge и Blattner).

Грамм СаО в 100 см ³	Градусы Боме	Плотность	Грамм СаО в 100 см ³	Градусы Боме	Плотность
0,75	1	1,007	15,9	16	1,125
1,65	2	1,014	17	17	1,134
2,6	3	1,022	18,1	18	1,142
3,6	4	1,029	19,3	19	1,152
4,6	5	1,037	20,6	20	1,162
5,6	6	1,045	21,8	21	1,171
6,5	7	1,052	22,9	22	1,180
7,5	8	1,060	2, 2	23	1,190
8,4	9	1,067	25,5	24	1,200
9,4	10	1,075	26,8	25	1,210
10,4	11	1,083	28,1	26	1,220
11,5	12	1,091	29,5	27	1,231
12,6	13	1,100	30,9	28	1,241
13,7	14	1,108	32,4	29	1,252
14,8	15	1,116	33,9	30	1,263

Для приведения к 0° показания ртутного барометра требуется вычитать из показания шкалы.

Высота в мм	10°	12°	14°	16°	18°	20°	22°	24°	26°
100	0,17	0,21	0,24	0,28	0,31	0,35	0,38	0,42	0,45
200	0,35	0,42	0,48	0,55	0,62	0,69	0,76	0,83	0,90
300	0,52	0,62	0,73	0,83	0,93	1,04	1,14	1,25	1,35
400	0,69	0,83	0,97	1,11	1,25	1,38	1,52	1,66	1,80
500	0,87	1,04	1,12	1,30	1,56	1,73	1,90	2,08	2,25
550	0,95	1,14	1,33	1,52	1,71	1,90	2,09	2,28	2, 7
600	1,04	1,25	1,45	1,66	1,87	2,08	2,28	2,49	2,70
650	1,12	1,35	1,57	1,80	2,02	2,25	2,47	2,70	2,92
700	1,21	1,45	1,70	1,94	2,18	2,42	2,66	2,91	3,03
750	1,30	1,56	1,82	2,08	2,34	2,60	2,85	3,11	3,37
800	1,38	1,66	1,94	2,21	2,49	2,77	3,05	3,32	3,60
850	1,47	1,76	2,06	2,35	2,65	2,94	3,24	3,53	3,82
900	1,56	1,87	2,18	2,49	2,80	3,11	3,43	3,74	4,05
1000	1,64	1,97	2,30	2,63	2,96	3,29	3,62	3,94	4,27

Плотность $\frac{15^\circ}{4^\circ}$ дистиллированной воды при разных температурах.

Темпе- ратура	Плотность $\frac{15^\circ}{4^\circ}$		Темпе- ратура	Плотность $\frac{15^\circ}{4^\circ}$	
	Rossetti	Scheel		Rossetti	Scheel
0	0,999871	0,999868	19	0,998460	0,998432
1	928	927	20	259	230
2	969	968	21	047	019
3	991	992	22	0,997828	0,997797
4	1,000000	1,000000	23	601	565
5	0,999990	0,999992	24	367	323
6	970	968	25	120	071
7	932	929	26	0,996866	0,996810
8	886	876	27	603	539
9	824	808	28	331	259
10	747	727	29	051	0,995971
11	665	632	30	0,99577	673
12	549	525	40	0,99235	0,99224
13	430	404	50	0,98819	0,98807
14	299	271	60	0,98338	0,98324
15	160	126	70	0,97794	0,97781
16	002	0,998970	80	0,97194	0,97183
17	0,998941	801	90	0,96556	0,96534
18	654	622	100	0,95866	0,95838

Плотность растворов сахара от 15° до 60° в отношении воды при 4° С. (Шато).

Проценты	15°	20°	30°	40°	50°	60°
0	0,999 13	0,998 23	0,995 67	0,992 32	0 998 13	0,983 30
10	1,039 25	1,038 13	1,035 30	1,031 65	1,027 20	1,021 98
15	1,060 41	1,059 16	1,056 12	1,052 29	1,047 72	1,042 38
20	1,082 33	1,080 94	1,077 67	1,073 66	1,068 98	1,063 58
25	1,105 07	1,103 54	1,100 05	1,095 85	1,091 06	1,085 63
30	1,128 63	1,128 98	1,123 24	1,118 88	1,113 98	1,108 50
35	1,153 06	1,151 27	1,147 30	1,142 79	1,137 79	1,132 28
40	1,178 37	1,176 48	1,172 14	1,167 59	1,162 48	1,156 93
45	1,204 60	1,202 57	1,198 12	1,193 32	1,188 11	1,182 42
50	1,231 73	1,229 58	1,224 95	1,219 96	1,214 65	1,208 91
55	1,259 81	1,257 53	1,252 71	1,247 56	1,242 11	1,236 29
60	1,288 84	1,286 44	1,281 44	1,276 15	1,270 58	1,264 68
65	1,318 82	1,316 31	1,311 13	1,305 71	1,300 02	1,294 08
70	1,349 76	1,347 16	1,341 81	1,336 25	1,330 47	1,324 47

Плотность некоторых растворов по отношению к воде при 15° С. (Lunge).

Про- центы	NH ₃	KNO	NaNO	Про- центы	NH ₃	KNO	NaNO	Про- центы	KNO	NaNO
1	0,995 9	1,009	1,012	26	0,907 8	1,241	1,290	51	1,552	1,550
2	991 5	017	023	27	905 2	252	300	52	565	560
3	987 3	025	035	28	902 6	264	310	53	578	570
4	983 1	033	046	29	900 1	276	321	54	590	580
5	979 0	041	058	30	897 6	288	332	55	604	591
6	974 9	049	070	31	895 3	300	343	56	618	601
7	970 9	058	081	32	892 9	311	353	57	630	611
8	967 0	065	092	33	890 7	324	363	58	642	622
9	963 1	074	103	34	888 5	336	374	59	655	633
10	959 3	083	113	35	886 4	349	384	60	667	643
11	955 6	092	126	36		361	395	61	681	654
12	952 0	101	137	37		374	405	62	695	664
13	948 4	110	148	38		387	415	63	705	674
14	944 9	119	159	39		400	426	64	718	684
15	941 4	128	170	40		412	437	65	729	695
16	938 0	137	181	41		425	447	66	740	705
17	934 7	146	192	42		438	457	67	754	715
18	931 4	155	202	43		450	468	68	768	726
19	928 3	166	213	44		462	478	69	780	737
20	925 1	177	225	45		475	488	70	790	748
21	922 1	188	236	46		488	499			
22	919 1	198	247	47		499	509			
23	916 2	209	258	48		511	519			
24	913 3	220	269	49		525	529			
25	910 6	230	279	50		539	540			

Вес одного куб. м некоторых тел (по Claassen'y).

Вымытая свекла	550— 600 "
Масло	725— 770 "
Лагана	550— 750 "
Газовый кокс	350 "
Кокс обыкновенный	420 "
Известковый камень	1400—1600 "
Желтый сахар	780 "
Уфель (горячий)	1450—1470 "

Вес одного литра некоторых газов при 0° и давлении в 760 мм.

Воздух	1,293 "
Азот	1,256 "
Кислород	1,430 "
Углекислота	1,977 "
Сернистая кислота	2,909 "
Оксид углерода	1,250 "
Пары воды в 100°	0,506 "
Водород	0,089 "
Светильный газ	0,517 "

Теплота образования некоторых минеральных тел (в граммолях).

Компоненты а 15 с.	Теплота образования			
	Газовых	Жидких	Твердых	В растворе
H + Cl	+ 22,0	—	—	+ 39,3
Na + Cl	—	—	+ 97,9	+ 96,6
H ₂ + O	+ 58,2	+ 69,0	+ 70,4	—
S + O ₂	+ 69,2	—	—	+ 77,6
K ₂ O + H ₂ O	—	—	+ 41,7	—
N ₂ O + H ₂ O	—	—	+ 35,4	—
Ca + O	—	—	+ 145	+ 163,1
CaO + H ₂ O	—	—	+ 15,1	—
Ba + O	—	—	x	x + 28,0
BaO + H ₂ O	—	—	+ 17,6	—
N + H ₂	+ 12,2	—	—	+ 21
SO ₂ H ₂ + H ₂ O	—	+ 6,2	+ 9,0	—
Ca + C + 3O	—	—	+ 269,1	—
Ba + C + 3O	—	—	+ 285,6	—
Mg + O + H ₂ O	—	—	+ 148,8	—
HCl + NH ³	—	—	+ 42,6	—

Изолирующие материалы.

МАТЕРИАЛ	Толщина в метрах	Передача тепла	
		Burnat и Royet	Brull
Неизолированный металл	—	1,0	1,00
Глина	0,05	—	0,62
Ткань	—	0,48	—
Земля и черепица	—	0,39	—
Солома	0,015	0,34	—
Войлок	0,020	—	0,32

Таблица сухого насыщенного пара (по Schüle и величина Δ по Parr'y).

Температура	Давление P кг/см ² abs	Удельный объем жидкости 1000 с мл/кг	Удельный объем пара S м ³ /кг	Удельный вес пара γ кг/м ³	Теплота жидко- сти q кал/кг	Теплота паро- образования r кал/кг	Полная теплота сухого насыщен- ного пара λ кал/кг	Внешняя теплота парообразования Δp (S - v) кал/кг	Внутренняя тепло- та парообразова- ния p кал/кг	$\sqrt{p\gamma}$	$\Delta^{\circ} = \frac{r}{1460\sqrt{p\gamma}}$
80	0,4827	1,0290	3,406	0,2936	79,9	551,1	631,0	38,6	512,5	0,3742	1,017
85	0,5893	1,0324	2,835	0,3527	84,9	548,0	632,9	39,1	508,9	0,4559	0,823
90	0,7148	1,0359	2,370	0,4219	89,9	545,0	634,9	39,6	505,4	0,5491	0,681
95	0,8619	1,0396	1,998	0,5030	95,0	541,9	636,9	40,2	501,7	0,6584	0,564
100	0,0333	1,0433	1,674	0,5974	100,0	538,7	638,7	40,7	498,0	0,7856	0,469
105	1,2319	1,0473	1,420	0,7042	105,0	535,4	640,4	41,1	494,3	0,9313	0,394
110	1,4608	1,0513	1,210	0,8264	110,1	532,1	642,1	41,5	490,6	0,0942	0,333
115	1,7237	1,0556	1,030	0,9709	115,2	528,7	643,9	41,8	486,9	1,2936	0,285
120	2,0242	1,0595	0,891	1,122	120,2	525,3	645,5	42,2	483,1	1,507	0,239
125	2,3662	1,0635	0,771	1,297	125,3	521,7	647,0	42,6	479,1	1,752	0,204
130	2,7538	1,0678	0,668	1,497	130,5	518,2	648,7	43,0	475,2	2,0333	0,175

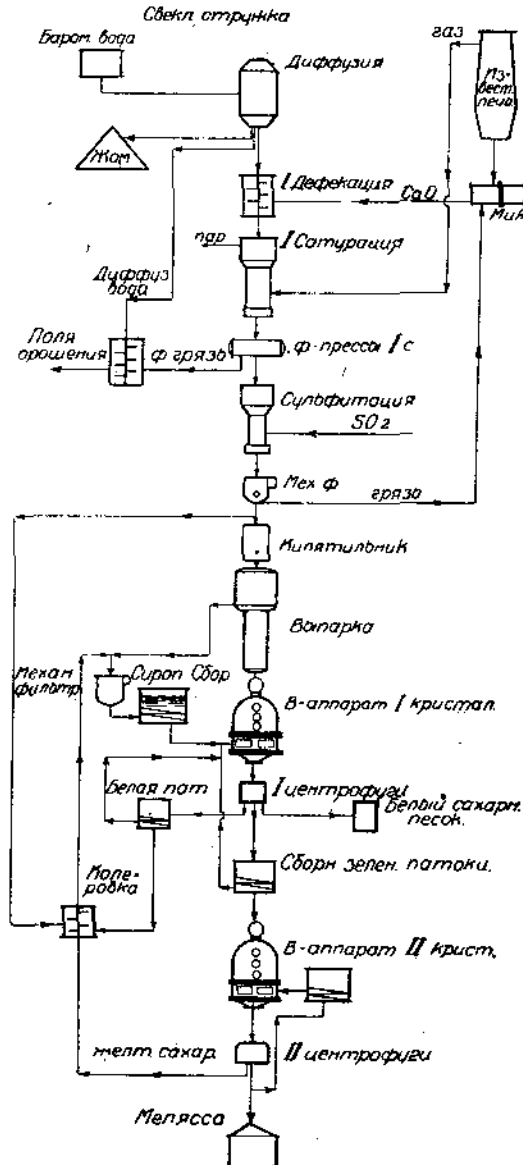
Таблица. Сухой водяной пар при давлениях от 0,02 кг/см² до 25 кг/см² по Schüle.

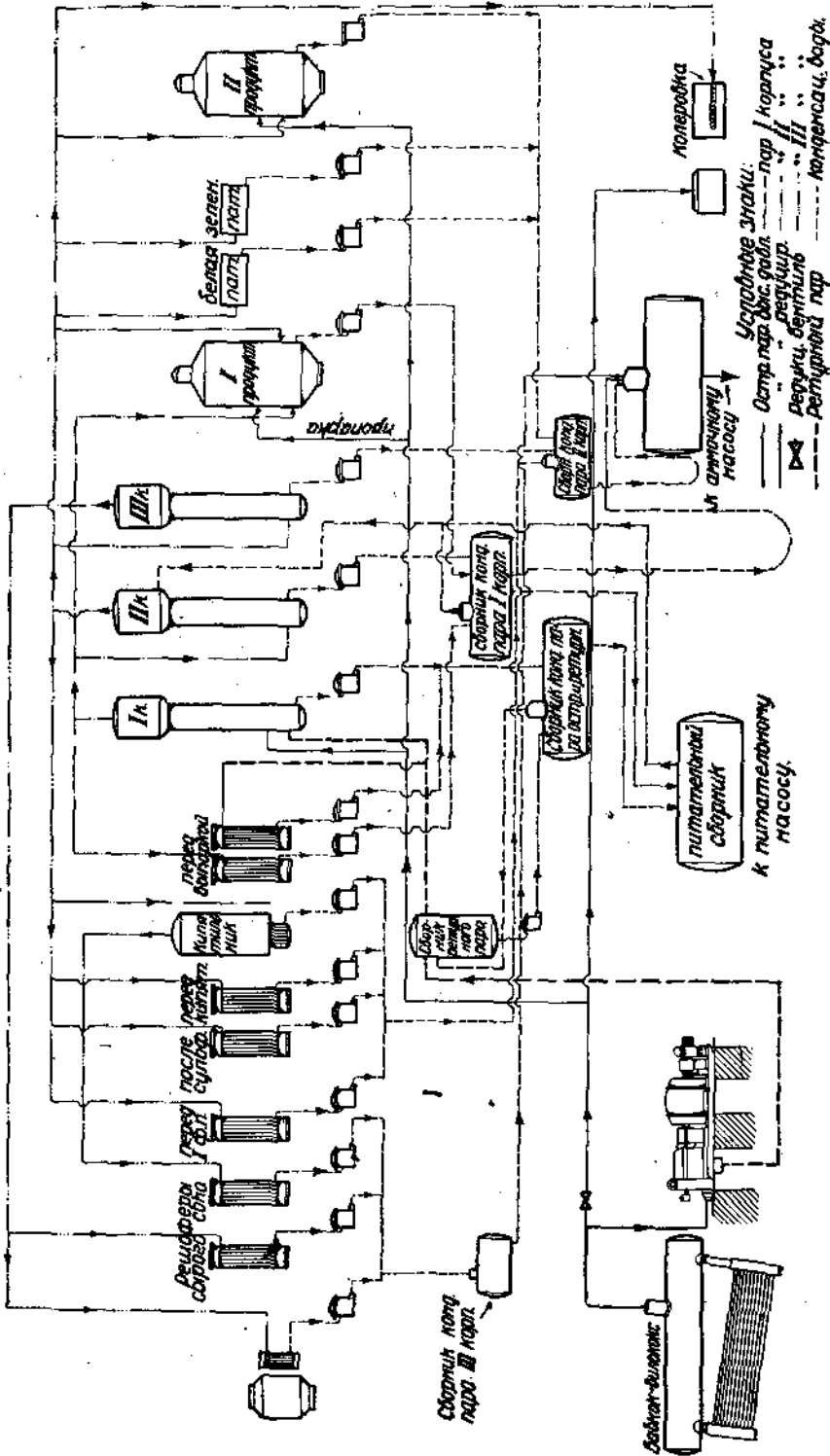
Давление P кг/см ² abs	Температ. °C	Удельный объем жидкости 1000 v л/кг	Удельный объем пара S м ³ /кг	Удельный вес пара γ кг/м ³	Теплота жид- кости q кал/кг	Теплота пароо- бразования пара λ кал/кг	Внешняя теплота парообразования ($\lambda p(S-v)$) кал/кг	Внутренняя теплота парообразования S кал/кг	Давление P кг/см ² abs	Температ. °C	Удельный объем жидкости 1000 v л/кг	Удельный объем пара S м ³ /кг	Удельный вес пара γ кг/м ³	Теплота жид- кости q кал/кг	Теплота пароо- бразования пара λ кал/кг	Внешняя теплота парообразования ($\lambda p(S-v)$) кал/кг	Внутренняя теплота парообразования S кал/кг	
0,02	17,2	1,0013	68,28	0,02465	17,2	586,0	603,2	32,0	554,0	154,7	1,0933	0,3494	2,892	154,7	500,6	656,3	44,9	455,7
0,04	23,6	1,0040	35,47	0,02819	28,6	580,0	608,6	33,2	546,8	158,1	1,0973	0,3218	3,107	158,1	498,0	657,3	45,1	452,9
0,06	35,6	1,0063	24,19	0,04134	35,7	576,2	611,9	34,0	542,2	161,2	1,1011	0,2953	3,352	162,4	495,9	658,3	45,3	450,6
0,08	41	1,0083	18,45	0,05420	41,1	573,4	614,5	34,7	538,7	164,2	1,1049	0,2778	3,600	165,3	493,8	659,3	45,5	448,3
0,10	45,4	1,0100	14,96	0,06631	45,3	571,4	616,7	35,3	536,1	167,0	1,1085	0,2608	3,834	168,5	491,6	660,1	45,7	445,9
0,15	53,6	1,0131	10,22	0,08785	53,5	566,0	620,1	36,1	530,5	169,6	1,1119	0,2450	4,082	171,2	489,7	660,9	45,8	443,9
0,20	59,7	1,0165	7,80	0,1282	59,6	563,1	622,7	36,6	526,5	172,2	1,1153	0,2318	4,314	173,9	487,8	661,7	45,9	441,9
0,25	64,6	1,0195	6,33	0,1680	64,5	560,1	624,6	37,0	523,1	174,6	1,1186	0,2194	4,557	176,4	486,1	662,5	46,0	440,1
0,30	68,7	1,0219	5,33	0,1876	68,6	557,9	626,5	37,5	520,4	176,9	1,1208	0,2080	4,808	178,6	484,5	663,2	46,1	438,4
0,35	72,3	1,0241	4,620	0,2164	72,2	555,7	627,9	37,8	517,9	179,1	1,1246	0,1980	5,050	181,2	482,6	663,8	46,2	436,4
0,40	75,4	1,0260	4,062	0,2462	75,3	553,9	629,2	38,1	515,8	181,2	1,1278	0,1896	5,274	183,3	481,2	664,5	46,4	434,8
0,45	78,2	1,0278	3,630	0,2755	78,1	552,2	630,3	38,3	513,9	183,2	1,1308	0,1815	5,510	185,4	479,8	665,2	46,5	433,3
0,50	80,9	1,0296	3,290	0,3089	80,8	550,4	631,2	38,5	511,9	185,2	1,1337	0,1740	5,747	187,5	478,3	665,8	46,6	431,7
0,60	85,4	1,0327	2,775	0,3603	85,4	547,2	632,6	39,0	508,2	187,1	1,1364	0,1668	5,995	189,5	476,9	666,4	46,6	430,3
0,70	89,4	1,0355	2,400	0,4176	89,4	544,5	634,0	39,3	505,3	189,0	1,1382	0,1607	6,223	191,6	475,5	667,1	46,7	428,8
0,80	93,0	1,0381	2,115	0,4728	93,0	542,5	635,4	39,6	502,9	190,8	1,1419	0,1544	6,471	193,4	474,1	667,5	46,8	427,3
0,90	96,2	1,0405	1,900	0,5263	96,2	540,6	636,8	40,0	500,6	192,5	1,1447	0,1492	6,702	195,2	472,8	668,0	46,9	425,9
1,00	99,1	1,0426	1,721	0,5811	99,1	538,8	637,9	40,3	498,5	194,2	1,1474	0,1442	6,935	197,0	471,4	668,4	47,0	424,4
1,20	104	1,0467	1,451	0,6842	104,3	535,7	640,0	40,7	495,0	195,8	1,1500	0,1395	7,169	198,7	470,1	668,8	47,1	423,0
1,40	108,7	1,0503	1,258	0,7949	108,6	532,9	641,7	41,2	491,7	197,4	1,1525	0,1350	7,407	200,4	468,9	669,3	47,2	421,7
1,60	112,7	1,0535	1,108	0,9025	112,8	530,4	643,2	41,6	488,8	200,5	1,156	0,1272	7,662	203,7	466,6	670,3	47,3	419,3
1,80	116,3	1,0563	0,993	1,007	116,5	528,0	644,5	41,9	486,1	203,4	1,163	0,1203	8,312	206,8	464,1	670,9	47,5	416,6
2,00	119,6	1,0589	0,902	1,109	119,9	525,7	645,6	42,2	483,5	206,2	1,167	0,1130	8,772	209,8	461,8	671,6	47,6	414,2
2,50	126,8	1,0650	0,735	1,361	127,2	520,3	647,5	42,9	477,4	208,9	1,171	0,1086	9,208	212,7	459,5	672,2	47,8	411,7
3,00	132,9	1,0705	0,619	1,615	133,4	516,1	649,5	43,4	472,7	211	1,176	0,1085	9,662	215,4	457,4	672,8	47,8	409,6
3,50	138,2	1,0755	0,5395	1,874	138,7	512,3	651,0	43,7	468,6	213,9	1,180	0,0986	10,15	218,0	455,3	673,3	47,9	407,5
4,00	142,9	1,0808	0,4740	2,123	143,3	508,7	652,5	44,1	464,6	216,3	1,184	0,0942	10,62	220,6	453,3	673,9	47,9	405,5
4,50	147,2	1,0848	0,4220	2,370	143,1	505,8	653,9	44,4	461,6	218,6	1,189	0,0901	11,10	223,1	451,4	674,5	47,9	403,5
5,00	151,1	1,0890	0,3832	2,616	152,0	503,2	655,2	44,7	458,5	220,8	1,193	0,0864	11,57	225,5	449,5	675,0	47,9	401,6
										223,0	1,197	0,0829	12,06	227,9	447,7	675,6	47,9	399,8

Вес литра воздуха и углекислоты сухой в граммах при разных температурах и давлениях.

Температура в град.	Воздух под давлением в				Углекислота под давлением в			
	74 см	75 см	76 см	77 см	74 см	75 см	76 см	77 см
10	1,215	1,231	1,248	2,264	1,824 4	1,849 3	1,874 3	1,899 3
12	1,206	1,223	1,239	1,255	1,808 4	1,833 1	1,857 9	1,882 7
14	1,198	1,214	1,230	1,246	1,792 3	1,817 0	1,841 7	1,866 3
16	1,190	1,206	1,222	1,238	1,775 9	1,800 3	1,824 8	1,849 2
18	1,181	1,197	1,213	1,229	1,759 2	1,783 5	1,807 8	1,832 1
20	1,173	1,189	1,205	1,221	1,742 3	1,766 5	1,790 6	1,814 7
22	1,165	1,181	1,197	1,213	1,725 1	1,744 3	1,773 0	1,797 0
24	1,158	1,173	1,189	1,204	1,407	1,726 5	1,755 1	1,778 9

Схема 3.





Паровая схема 4.

Вопросы к курсу „Сахарное производство“.

I. Общие сведения.

1. Где возникло производство сахара?
2. Каковы основные этапы распространения сахарной промышленности?
3. Когда и кем открыто присутствие сахара в свекле?
4. Когда возникло свеклосахарное производство в СССР?
5. Какие главные производящие сахар страны?
6. Какое место по производству сахара занимает СССР?
7. Чем определяется размер сахпроизводства?
8. Каково положение сахпроизводства СССР в период революции и теперь?
9. Какова питательная ценность сахара?
10. В каких единицах выражается питательность сахара?
11. Как велико потребление сахара на душу СССР и в других странах?
12. Каково значение для экономики страны сахпромышленности в агрономическом отношении?
13. " " " " " " " " в техническом?
14. " " " " " " " " в финансовом?
15. Может ли сахпромышленность быть увязанной с промышленностью военной?
16. В каком направлении?
17. Какие продукты военной промышленности могут быть потребляемы в сахпромышленности?
18. Какие продукты и подсобные материалы сахпромышленности могут быть использованы в военной промышленности?

II. Сырье.

1. Как разводится сахарный тростник?
2. При каких условиях возможно его успешное разведение?
3. Какова сахаристость его?
4. Чем отличается по составу сок сахтростника от сока свеклы?
5. Как получается сахар из клена?
6. Как влияет холод на сахаристость клена?
7. Откуда ведет начало свекла?
8. Когда свекла дает семена?
9. Где наиболее сахаристые зоны в свекле?
10. Какова зависимость в развитии корня и листьев?
11. Как образуется сахароза?
12. Какие главные составные части свекловичного корня?
13. Каковы требования к экстерьеру свеклы?
14. Каковы условия благоприятного роста свеклы?
15. Каково удобрение когда вносится?
16. Как сказывается удобрение на урожайности?
17. В чем сущность обработки почвы под свеклу?
18. В чем состоит уход за свеклой в период роста?
19. Какие признаки созревания?
20. В чем состоит уборка свеклы?
21. Как производится селекция свеклы?
22. Что такое высалки?
23. Что такое маточные семена?
24. Что такое фабричные семена?
25. Какие вредители являются наиболее опасными для свеклы?
26. В чем состоит борьба с ними?

III. Подготовительные работы.

1. Какие способы существуют для доставки свеклы на завод?
2. В чем состоит приемка свеклы?
3. Какой предел засоренности допустим для свеклы?
4. Как хранится свекла в кагатах?
5. Какие явления имеют место при хранении свеклы в кагатах?
6. Как велика потеря сахара в кагатах?
7. Как влияет мороз на свеклу в смысле ее переработки?
8. Как устраиваются бурачные?
9. Каков объем бурачной?
10. На чем основан принцип действия водяных транспортеров?
11. Какие преимущества и недостатки транспортеров?
12. Какого типа применяются колесы для подъема свеклы?
13. В чем принцип действия мамонт-насосов?
14. В чем их преимущества?
15. Какие системы моек употребляются на сахарных заводах?

IV. Извлечение сока из свеклы.

1. Что такое диффузия, осмос и диализ?
2. Как выражается закон Фика?
3. Какие законы управляют процессом диффузии?
4. Что из себя представляет растительная клетка?
5. Что такое плазмазма?
6. Какие основные фазы диффузии мы различаем при извлечении сока из клетки?
7. Какие основные элементы диффузионной станции?
8. На каком принципе работают дисковые режки и барабанные?
9. От чего зависит производительность режки?
10. Каким требованиям должны удовлетворять рамы для режек?
11. Какие типы диффузионных режек употребительны?
12. Как подается свекла в диффузоры?
13. Как работает граблей транспортер?
14. Как развивалась диффузия?
15. Какие элементы составляют диффузию?
16. Какой конструкции употребляются диффузоры?
17. Для чего служат калоризаторы?
18. Каким паром обогреваются калоризаторы?
19. Как производится пуск батареи в ход?
20. Как влияет температура на диффузию?
21. Как изменяется доброкачественность сока на диффузии под влиянием температуры?
22. Как велика откачка сока?
23. Как измеряется количество сока?
24. От чего образуются газы на диффузии?
25. Как нужно бороться с появлением газов на диффузии?
26. Какие факторы обуславливают инверсию сахара?
27. Рационально ли применение аммиачных вод на диффузии?
28. В чем сущность способа Naudet, Garret, Rousseau?
29. Как работает диффузия Hurois-Rak'a?
30. В чем состоит способ Стеффена?
31. Выгоден ли он?
32. В чем сущность конструкции диффузии Раабе?
33. Как велик расход воды на диффузии Раабе?
34. " " " " Hurois-Rak'a?
35. Как велики потери на диффузии?
36. Что такое Carrières?
37. Сколько жом получается после диффузии?
38. Как жом хранится?
39. Сколько теряется сухих веществ при хранении жом в ямах?
40. Для чего необходимо сушить жом?
41. Какие печи применяются при огневой сушке?
42. " " " " при паровой?
43. Какие преимущества и недостатки того и другого способа сушки?

V. Очистка сока.

1. Почему необходимо удалять мезгу из сока?
2. Какие системы доушек употребляются для мезги?

4. Чем вызывается необходимость нагрева сырого сока?
5. Какого типа приборы употребляются для нагрева сырого сока?
6. В чем преимущества быстротечных решофферов перед открытыми решофферами?
7. Каким паром греются решофферы сырого сока?
8. Для чего требуется производить пробу конденсационной воды на α -нафтол?
9. В чем состоит проба на α -нафтол?
10. В чем выражается действие извести на сок?
 - а) в отношении сахара?
 - б) инвертного сахара?
 - в) рафинозы?
 - г) пектиновых веществ?
 - д) органических кислот?
 - е) жиров?
 - ж) ароматических веществ?
 - з) окраски сока?
 - и) азотистых веществ?
20. Какие несахара относятся к вредным?
21. " " " " к безвредным?
22. Действие "извести на" минеральные несахара?
23. Как производится дефекация в заводских условиях?
24. Как функционирует мерник Черни-Штольца?
25. В чем заключается действие CO_2 на:
 - а) сахара?
 - б) инверт?
 - в) пектиновые вещества?
 - г) органические кислоты?
 - д) жиры?
 - е) окрашивающие вещества?
 - ж) металлы?
 - з) азотистые вещества?
26. Как практически выполняется сатурация?
27. Как ведется сатурация при фильрах Оливера и Ногачевского?
28. В чем принцип действия сатурации Эргардта?
29. " " " " Самсет?
30. Какое назначение II сатурации?
31. Какое назначение III сатурации?
32. Чем обуславливается щелочность сока?
33. Как она выражается?
34. Как влияют на щелочность различные составные части сока?
35. Как определяется щелочность сока?
36. Какое содержание в символе pH ?
37. Какие индикаторы применяются для определения pH в сахаропроизводствах?
38. Какое влияние имеют буферные соли на показания pH ?
39. Как велик расход извести на дефекацию?
40. Как определяется эффект сатурации?
41. Чем обуславливаются потери при очистке?
42. Почему необходимо нагревать сок во время очистки?

VI. Фильтрация соков.

1. Какие типы фильтров употребляются для отделения грязи?
2. Как поступает сок и промой в ф. прессах Кроога?
3. " " " " " " Абрагама?
4. Как долго происходит набор и промывка ф.-прессов?
5. В чем особенность конструкции камерных ф.-прессов от рамных?
6. На каком принципе построены фильтры Келли и Свитленда?
7. Как ведется работа на фильтрах Валье?
8. Для чего служит отстойник Дорр-Фикенера?
9. Как велико сгущение сока в нем?
10. Какие преимущества фильтров Оливера?
11. С какой температурой поступает сок на отстойники?
12. Как достигают этой температуры?
13. На чем основано применение центрифуг для фильтрации соков?
14. Какого типа сепараторы употребляются?
15. Что является главной составной частью ф.-прессной грязи?

18. Как выражается минимальный расход пара на выпарку?
19. " " минимальная кратность выпарки?
20. Какими уравнениями приходится пользоваться при установлении рационального отбора э. пара?
21. Что такое коэффициент теплопередачи?
22. От каких факторов и как зависит коэффициент теплопередачи?
23. Как определяется разность температур?
24. Из каких величин она складывается?
25. Какие методы применяются для определения расхода пара на выпарку?
26. Как разрешается вопрос разности температур по Раггу?
27. В чем сущность регенерации пара?
28. Какими приборами пользуются для регенерации пара?
29. Какие требования предъявляют для рационального устройства паропровода и входных и выходных отверстий для пара?
30. Как и чем производится очистка сиропа?
31. Нужно ли фильтровать сиропы?
32. Для чего необходимо подогревать сироп перед фильтрацией?

X. Уваривание и кристаллизация.

1. Каким законам подчиняется процесс уваривания?
2. Что такое пересыщение?
3. Как влияет несахар на растворимость сахара?
4. Как производится варка на кристалл?
5. Для чего раскачивается утфель?
6. В чем трудная варка сиропа?
7. Как с ней бороться?
8. Какие системы варочных аппаратов применяются в сахарном производстве?
9. Как велик расход пара на в-аппарат I корпуса?
10. Какими свойствами должен обладать нормально сваренный утфель?
11. Как производится кристаллизация сахара?
12. Как производится работа на центрофугах?
13. Какого типа центрофуги применяются в сахарной промышленности?
14. Какие условия необходимы для успешной работы центрофуг?
15. Какие оттеки получаются из-под центрофуг?
16. В чем состоит трудная фуговка?
17. Как и в каких аппаратах происходит сушка сахара?
18. Какие пески считаются нормальными?
19. Какие условия необходимы для хранения песка?
20. Чем вызывается порча сахара при хранении?
21. Как должны устраиваться склады для сахара?
22. Как ведется контроль варки?
23. Что такое брасмоскоп?
24. Каким прибором может быть заменен брасмоскоп?

XI. Переработка вторых продуктов.

1. Почему весь сахар не может быть получен в кристаллическом виде?
2. Как можно определить состав патоки?
3. Каковы принципы разделения оттеков?
4. Какие аппараты применяются для варки II-го продукта?
5. Какие преимущества кристаллизации в движении?
6. Какие причины вспенивания II-го продукта?
7. В чем состоят явления вспенивания II продукта?
8. Как устанавливаются потери производства?
9. Какие виды потерь имеются в сахарном производстве?
10. Как распределяются определенные потери по станциям?
11. На каких станциях и какого типа имеем мы неопределенные потери поляризации?
12. Являются ли потери поляризации потерями сахара?

XII. Меласса.

1. Какие главные составные части мелассы?
2. Что такое органический коэффициент?
3. Что он характеризует?
4. Каковы методы утилизации мелассы?

5. В чем сущность процесса осмоса?
6. " " " Баритового?
7. В чем сущность регенерации барита по методу С. De-Guide?
8. В чем сущность метода стронцианового?
9. " " " сепарации Стеффена?
10. " " " метода уксусного?
11. " " " брожения?
12. Как используются сахара, меляссы?

XIII. Тепловой баланс.

1. Из каких статей складывается расход пара по заводу?
2. Как велик этот расход?
3. Сколько тратится топлива в % по весу свеклы?
4. По каким статьям идут потери тепла?
5. На какие статьи, главным образом, падают потери тепла?
6. В каком направлении необходимо вести работу, чтобы уменьшить расход топлива?

XIV. Водяное хозяйство.

1. Для чего служит конденсатор?
2. Какого типа конденсаторы употребляются в сахарной промышленности?
3. Как велик расход воды на сахарных заводах?
4. Как подразделяются заводские воды?
5. Куда и какие воды используются?
6. Как производится очистка сточных вод на сахарных заводах?
7. Для каких вод применяются отстойники?
8. Какие воды идут на поля орошения?
9. Какими данными определяется количество вод на один гектар?



ОГЛАВЛЕНИЕ.

	Стр.
I. Общие сведения.	
Производство сахара в древности. Открытие сахара в свекле. Развитие свеклосахарной промышленности в СССР. Состояние сахарной промышленности в СССР. Питательная ценность сахара. Значение сахарной промышленности. Сахарная промышленность в Австралии. Азотная промышленность. Фосфорная. Калийная. Инулин. Промышленное производство. Сернистый газ. Использование патоки. Активированный уголь	3—9
II. Сырье.	
1) Сахарный тростник. Строение. Условия роста. Состав	9—11
2) Сахарный клен	11
3) Свекла. Происхождение свеклы. Строение корня. Распределение сахара. Развитие корня и листьев. Образование сахарозы. Состав корня. Экстерьер. Районы распределения. Условия роста. Необходимые удобрения. Способ внесения удобрений. Влияние удобрений. Севооборот. Обработка почвы. Время посева. Уход в период роста. Время созревания. Уборка. Селекция свеклы. Вредители	11—18
III. Подготовительные работы.	
Доставка свеклы. Выгрузка свеклы. Приемка свеклы. Хранение в кагатах. Потери сахара при хранении. Бурачная. Транспортер. Шнеки. Подъемное колесо. Маммут-насосы. Мойка. Элеватор. Весы	18—28
IV. Извлечение сока из свеклы.	
а) Понятие о диффузии. Законы диффузии. Растительная клетка	29—32
б) Диффузионная станция. Резки с вращающимся диском. Резки с вращающимся барабаном. Резка Рассмуса. Резка Магена. Резка завода "Большевик". Расчет резки. Рама для ножей. Ножи. Транспортер. Диффузионная батарея. Диффузоры. Размеры диффузоров. Калоризаторы. Расчет калоризаторов	32—41
в) Методы работы. Пуск батареи в ход. Влияние температуры на диффузию. Откачка сока. Весы для взвешивания сока. Газы на диффузионной батарее. Модификация диффузии; работа с сжатым воздухом; употребление аммиачных вод. Способ Naudet. Способ Rousseau, Guidet и Sahut. Диффузия Hugos Rak'a. Способ Стеффена. Диффузия Раабе. Потери на диффузии. Установка диффузии вне завода (Rapèries). Жом. Хранение жома. Прессование. Печь Büttner'a и Meyer'a. Печь Petry и Heskling. Печь Huillard'a. Печь Империяль. Сушеный жом	41—57
V. Очистка сока.	
Удаление волокон. Способы обработки сока. Нагрев сока	57—61
Дефекация. Действие извести. Сахараты. Инвертный сахар. Рафинада. Пектиновые вещества. Органические кислоты. Жиры. Ароматические вещества. Окраска сока. Азотистые вещества. Минеральные вещества. Практическое выполнение дефекации	61—67
Сатурация. Углекислотный сахарат. Углекислотный рафинад. Инвертный сахар. Пектиновые вещества. Органические кислоты. Жиры. Окрашивающие вещества. Металлы. Азотистые вещества. Практическое выполнение сатурации. Вторая сатурация. Третья сатурация. Щелочность. Определение щелочности сока. Новые методы очистки соков. Эффект сатурации. Потери. Расчет сатурационных котлов. Нагрев соков	67—79
VI. Фильтрация соков.	
Рамные фильтры. Камерные фильтр-прессы. Фильтры Келли. Фильтр Свистунда. Фильтр Валье. Фильтр Оливера и отстойник Дорр-Фиженер. Причины плохой фильтрации. Сепараторы. Мойка салфеток. Состав ф.-пресной грязи. Механические фильтры. Ловушка. Песочные фильтры. Фильтрация через уголь. Крупка. Активированный уголь. Адсорбция	79—95

VII. Известь и газ.

Оценка известняков. Известково-обжигательные печи. Пуск и работа печи
 Расчет печей: количество газа, емкость печи, коэффициент утилизации
 газа, размеры печей. Подъемник. Лавер. Ловушка. Сборник газа. Приго-
 товление известкового молока. Несчастные случаи на станции очистки . . . 95—105

VIII. Сульфитация.

Сернистые печи. Химизм сульфитации. Употребление жадкой SO₂. При-
 менение сульфитации. Получение SO₂. Методы сульфитации . . . 105—110

IX. Выпаривание сока.

Законы выпаривания. Количество выпариваемой воды. Выпарные аппа-
 раты: вертикальные, горизонтальные, аппарат Кестнера, аппарат Лилли.
 Выпарная станция. Пуск в ход батареи. Химизм выпарки. Вспенивание
 соков. Искрустания. Очистка выпарки. Отвод ретурных вод. Отвод газов.
 Расчет выпарной станции. Минимальный расход пара. Минимальная крат-
 ность выпарки. Методы рационального отбора экстра-пара. Определение
 поверхности нагрева: поверхность нагрева, коэффициент теплопередачи,
 разность температур, расход тепла. Метод Кляссена, метод Рагг'a, метод
 Hausbrand'a, метод Тищенко. Регенерация пара. Расчет коммуникация.
 Очистка сиропа . . . 110—145

X. Уваривание и кристаллизация.

Теория процесса. Варка сиропа. Пересыщение. Методы варки. Варка.
 Трудная варка сиропа. Варочные аппараты. Свойства утфеля. Кристалли-
 зация. Фуговка и пробелка. Центрофуги. Сушка и хранение сахарного
 песка. Свойства сахарного песка. Склад. Контроль варки. Механическая
 теория уваривания и обработки утфеля . . . 145—164

XI. Переработка вторых продуктов.

Состав оттоков. Разделение оттоков. Варка второго утфеля. Кристаллизация
 второго продукта. Вспенивание низших продуктов. Потери сахара в произ-
 водстве . . . 164—171

XII. Меласса.

Утилизация мелассы. Осмос. Метод осаждения: баритовый процесс, строн-
 циевый процесс, сепарация Стеффена, свиновый метод. Укусный метод.
 Брожение. Использование несазаров патоки . . . 171—182

XIII. Тепловой баланс . . . 183—189

XIV. Водное хозяйство.

Конденсатор. Воздушный насос. Разделение заводских вод. Очистка
 сточных вод . . . 189—196

Приложение.

Литературные источники	196
Вспомогательные таблицы	197—206
Схема—продуктовая и паровая	206—207
Вопросы	208—213

Государственное Техническое Издательство.

МОСКВА, Центр, Мяснича, Юшков пер., д. 4. Тел. 2-56-34.

- Берман, А. С.,** инж.-электр. и **Дрейзен, М. Г.,** инж.-электр. Радио-лаборатория в школе, кружке и на дому. Основные измерения и испытания. Практическое руководство к самостоятельным лабораторным занятиям по радиотехнике. Пособие для руководителей лабораторных занятий и радиоинструкторов. С предисл. проф. М. В. Шулейкина. Инспекцией войск связи РККА рекомендовано, как методическое пособие для радиочастей и нормальных школ связи РККА. М. 1928 г. 204 стр. 252 рис. и 16 табл. Ц 2 р. 75 к.
- Брилин, С. Р.,** инж. Расчет железных частей зданий в примерах из практики. Пособие при расчете инженерных конструкций для ТУЗ'ов, инженеров и техников. М. 1926 г. 104 стр. 75 рис. Ц 1 р. 50 к.
- Брикгауз, П.,** инж. Городская водопроводная сеть труб. Руководство для инженеров, техников и студентов при проектировании, сооружении и эксплуатации. Пер. с нем. в обраб. с дополнен. и под ред. инж. А. Н. Будникова. М. 1928 г. 240 стр. 183 рис., 12 табл. и 4 диаграммы. Ц 3 р. 40 к., в папке 3 р. 80 к.
- Будников, А. Н.,** инж., и **Бромлей, Е. Э.,** инж. Насосные станции городских и заводских водопроводов. Пособие при проектировании, расчете, постройке и оборудовании. М. 1927 г. 112 стр. 31 рис. и 3 схемы. Ц 1 р. 50 к.
- Вольфенбергер, Ф.,** инж. Организация машино-строительного завода. Пер. с нем. инж. В. П. Павлова, под ред. проф. А. В. Панкина. М. 1927 г. 128 стр. Ц 1 р. 80 к.
- Воронин, Л. Н.,** инж. Рациональное устройство жилищ, поселков и городов. Пособие для инженеров, техников, студентов, работников коммунального хозяйства и жилищартистов. М. 1926 г. 88 стр. 105 рис. Ц 1 р. 20 к.
- Гайа, Я.,** проф. Литой бетон и его применение в строительстве. Пер. с нем. инж. С. Е. Фрида и С. М. Сурыса. М. 1928 г. 172 стр. 149 рис. Ц 2 р. 60 к., в папке 3 р.
- Герольский, С. М.,** проф., гражд. инж. Гражданская архитектура. Конструкции отдельных частей зданий. Ч. I. М. 1926 г. 178 стр. 674 рис. Ц 2 р. 70 к.
- Грицевский, В. И.,** проф. Паровые машины. Теория рабочего процесса. Под ред. и с дополн. проф. М. П. Соловьева. М. 1926 г. Изд. 2-е. 216 стр. 186 рис. Ц 3 р. 30 к.
- Грун, К.,** инж. Электрические измерительные приборы. Пер. с нем. инж.-электр. И. В. Мавдельштама. М. 1927 г. 172 стр. 341 рис. Ц 2 р. 10 к., в папке 2 р. 40 к.
- Калленберг, О.,** инж. Домовые водопровод, канализация и газовые установки. Пер. с нем. под ред. и с дополн. инж. А. Н. Будникова. М. 1927 г. 232 стр. 264 рис. Ц 3 р., в папке 3 р. 30 к.
- Кацпер, Ф.,** проф. Электропередача. Сооружение воздушных линий. Руководство по расчету, проектированию и монтажу. Пер. с нем. и перераб. инж. Г. А. Ривенна, под ред. проф. Н. И. Сушкина. М. 1927 г. 176 стр. 230 рис. Ц 2 р. 60 к.
- Кванц, Л.,** инж. Современные центробежные насосы. Конструкция, расчет, уход. Руководство для конструкторов, инженеров и студентов. Пер. с немецк. и с дополн. инж.-мех. С. М. Дацигера. М. 1926 г. 80 стр. 114 рис. Ц 1 р. 25 к.
- Мюнцингер, Ф.,** проф. Современные крупные паровые котлы. Обзор новейших достижений в области повышения производительности и экономичности паровых котлов, а также способа аккумуляирования работы посредством горячей воды. Составил по Мюнцингеру инж.-техн. Л. А. Борович. М. 1927 г. 160 стр. 219 рис. Ц 2 р. 40 к.
- Нитгаммер, Ф.,** проф. Электромоторы, их работа и применение. Двигатели постоянного тока. Многофазные, синхронные, асинхронные и коллекторные двигатели. Конструкция, экономичность и опасности при работе. Пер. с нем. под ред. проф. В. А. Александра. М. 1928 г. 272 стр. 105 рис. Ц 85 к.
- Надлер, Г.,** инж. Расчеты по железобетону. Практическое руководство с 45 подробно разобранных примерами расчета, 41 таблицей и 79 черт. Пер. с нем. инж. С. М. Сурыса и С. Е. Фрида. М. 1927 г. 184 стр. Ц 2 р. 85 к.
- Подольский, И. С.,** проф. Расчет железобетонных конструкций. Сборник примеров расчета и таблиц. М. 1928 г. 144 стр. 62 рис. Ц 2 р. 20 к., в папке 2 р. 60 к.
- Польгаузен, А.,** инж. Поршневые паровые машины. Учебник и справочная книга для учащихся, техников и инженеров. Пер. с нем. инж.-техн. Л. А. Боровича. М. 1927 г. Изд. 3-е, испр. и дополн. 436 стр. 440 рис. и 23 табл. в отдел. атласе. Ц 7 р. 50 к.
- Рессе, Е.,** арх. Железобетон. Пер. с нем., перераб. под ред. А. И. Дыховичного. М. 1927 г. 264 стр. 80 рис. Ц 85 к.
- Фанцль, О.,** проф., **Штрэмбек, Г.,** инж. и **Эберман, Л.,** проф. Быстроходные двигатели Дизеля. Описание, испытания, расчет, конструкция и работа. Пер. с нем. инж. Л. А. Боровича. М. 1927 г. 164 стр. 148 рис. и 8 табл. Ц 2 р.
- Швайгер, А.,** проф. Электрические подъемные установки. Пер. с нем., под ред. проф. В. А. Александра. М. 1928 г. 168 стр. 30 рис. Ц 55 к.
- Его же.** Электрические приводы. Основы для расчета. Пер. с нем., под ред. проф. В. А. Александра. М. 1928 г. 160 стр. 25 рис. Ц 50 к.
- Ян, Г.,** инж. Испытания электрических машин. Пер. с 5-го нем. изд. инж. Т. Л. Гинзбург, М. М. Елина, Е. Н. Нитусова, Г. Н. Петрова, под ред. проф. В. А. Александра. М. 1928 г. 320 стр. 407 рис. Ц 4 р. 50 к., в папке 4 р. 90 к.

- Ляхтин, Н. К., проф. и Кашкаров, Н. А., проф. Железобетон. Пособие для студентов, инженеров и техников по проектированию и выполнению железобетонных сооружений. Ч. I. Общие сведения о железобетоне. Составные части железобетона. Механические свойства железобетона. Нормы и технические условия для железобетонных сооружений. Производство работ. М. 1927 г. Изд. 2-е. 160 стр. 135 рис. Ц. 2 р. 50 к.
- Их же. Железобетон. Ч. II. Расчет элементов железобетонных конструкций. Осевое сжатие и растяжение. Изгиб. Внецентренное сжатие и растяжение. Скручивание. М. 1928 г. Изд. 2-е. 120 стр. 84 рис. Ц. 2 р. 30 к. Госуд. Учен. Советом допущено в качестве пособия для ВТУЗ'ов.
- Их же. Железобетон. Ч. III. Основания расчета железобетонных сооружений. Расчет железобетонных плит с перекрестной арматурой. Безбалочные перекрытия. Неразрезные балки. Рамные конструкции. Своды цилиндрические и купольные. Общие указания для определения действия внешних сил на плиты и балки. Резервуары, водонапорные башни и силоса. Дымовые трубы. Железобетонное судостроение. Примеры расчета. М. 1928 г. Изд. 2-е. 138 стр. 99 рис. Ц. 2 р. 16 суд. Учен. Советом допущено в качестве пособия для ВТУЗ'ов.
- Левенсон, Л. Б., проф. Общая теория машин (статика и динамика машин). М. 1923 г. 192 стр. 140 рис. Ц. 2 р.
- Его же. Кинематика механизмов. М. 1928 г. 200 стр. 262 рис. Ц. 2 р.
- Домоносков, Ю. В., проф. Тарговые расчеты. Б. 1922 г. 298 стр. 121 рис. Ц. 3 р. 75 к.
- Дуговской, Б. И., инж.-электр. Электрификация фабрично-заводских предприятий и железнодорожных мастерских. Силовые установки и освещение. Руководство для инженеров и техников. М. 1926 г. 144 стр. 101 рис. Ц. 2 р. 40 к.
- Джудиев, К., проф. Руководство по механике для техников, конструкторов и студентов. Пер. инж. Г. А. Лавдсберга под ред. проф. А. И. Яшнова. М. 1926 г. 136 стр. 229 рис. Ц. 2 р. 40 к.
- Маковецкий, А. Е., проф. и Ройтман, Г. Л., инж. Сушка воздухом, дымовыми газами и паром. Пособие для расчета и конструирования сушильных устройств для инженеров, студентов и техников. М. 1925 г. 143 стр. 89 рис. и IX диаграмм. Ц. 1 р. 75 к.
- Марек, Е., инж. Обмотки электрических машин постоянного и переменного тока. Пер. с франц. Т. Л. Гинзбурга. Под ред. проф. В. А. Александрова. М. 1927 г. 100 стр. 244 рис. Ц. 1 р. 50 к.
- Морголинусов-Турковский, А. М., горн. инж. Справочник по топливу, осветительным продуктам и эмалочным материалам. М. 1926 г. 260 стр. Ц. 2 р. 35 к.
- Махеев, П. В., инж.-строит. Расчетный прибор гидравлических сечений „Гидрокавалметр“. Необходим гидро- и санитарно-технику. М. 1925 г. Ц. 2 р. 50 к.
- Мостовский, Ам., инж. Пособие для практических занятий по динамике. Краткое изложение теории и применение ее к решению задач технического характера. М. 1926 г. 52 стр. 37 рис. Ц. 70 к.
- Павлов, Н. П., инж. Производство технических вышестеней. Практич. способы, средства и приборы. Пособие для инженеров, техников, архитекторов, землемеров, строителей и студентов. М. 1927 г. Изд. 2-е, дополн. 132 стр. 68 рис. Ц. 1 р. 70 к.
- Пешль, Т., проф. Курс гидравлики. Для инженеров и высших технич. учебн. заведений. Пер. с нем. под ред. проф. В. Э. Классен. М. 1927 г. 132 стр. 148 рис. Ц. 2 р. 63 к.
- Подольский, М. С., проф. Строительная механика. Ч. I (в одной книге). Сопротивление материалов. М. 1924 г. 1030 стр. 672 рис. Ц. 9 р.
- Его же. То же. Ч. I, вып. 1-й. Моменты инерции. Растяжение и сжатие. Сдвиг и кручение. М. 1924 г. 304 стр. 237 рис. Ц. 2 р. 75 к.
- Его же. То же. Часть I, вып. 2-й. Поперечный изгиб. Расчет балок. М. 1924 г. 458 стр. 298 рис. Ц. 3 р. 75 к.
- Его же. То же. Часть I, вып. 3-й. Продольный изгиб. Кривые бруса. Работа упругих сил. М. 1924 г. 307 стр. 137 рис. Ц. 2 р. 75 к.
- Сидоров, А. И., проф. Описательный курс машин (элементы машиноведения). М. 1925 г. Изд. 5-е. 158 стр. 123 рис. Ц. 1 р. 75 к.
- Его же. Очерки из истории техники. М. 1925 г. 64 стр. 37 рис. Ц. 50 к.
- Сяеский, Я. и Васильковский, Ф. Таблицы для сахароваров. Б. 1923 г. 340 стр. Ц. 3 р. 50 к.
- Смоленский, И. О., инж.-техн. Тепловое и паровое хозяйство свекло-сахарных заводов. Ч. I. Исчисление расхода тепла и пара на нагревание, выпаривание и сгущивание сахарных жидкостей. С предисл. проф. И. А. Ташенко. М. 1925 г. 100 стр. Ц. 2 р. 50 к.
- Его же. Тепловое и паровое хозяйство свекло-сахарных заводов. Ч. II. Определение основных размеров аппаратуры для нагревания сахарных жидкостей в процессе производства. М. 1928 г. 108 стр. Ц. 1 р. 95 к.
- Соколов, П. П., проф. Номотрафия. Теория и практика построения графиков для быстрых технических расчетов. Пособие для инженеров, техников и студентов. М. 1926 г. 88 стр. 115 рис. и атлас. Ц. 1 р. 70 к.
- Станкевич, И. В., проф. Теоретическая механика. Часть I. Статика и кинематика. М. 1924 г. 109 стр. 136 рис. Ц. 1 р. 20 к.
- Его же. Теоретическая механика. Часть II. Динамика точки, статика и динамика системы. М. 1924 г. 96 стр. 76 рис. Ц. 1 р. 10 к.
- Стыл, А., проф. Линии передачи электрической энергии. Теория и расчет. Руководство для инженеров, техников и студентов ВТУЗ'ов. Перев. под ред. проф. А. А. Горова. М. 1925 г. 220 стр. 128 рис. Ц. 3 р.
- Сушков, В. З., проф. Техническая термодинамика. Теория тепловых двигателей. Руковод. для высших технических учебных заведений. М. 1926 г. 210 стр. 169 рис. Ц. 3 р. 10 к.
- Трюмен, Г. Ф., проф. Электрификация железных дорог. Пособие при расчете и проектировании для инженеров, техников и студентов. Пер. с англ. инж. В. Д. Петрова. Под ред. проф. А. Н. Вернадского. М. 1927 г. 108 стр. 98 рис. Ц. 1 р. 60 к.

- ✓ Флоров, С. Ф., инж. Тепловые расчеты топок и печей. Сборник упражнений (с подробными решениями). Пособие для учащихся в высших и средн. технич. школах. С предисловием проф. А. И. Сидорова. М. 1926 г. 80 стр. 13 рис. Ц. 1 р.
- ✓ Фонтен, Ф., инж. Расчет распределительных сетей и линий передачи электрической энергии. Пер. с франц. инж. М. Я. Бриллианта. Под ред. проф. В. И. Угрюмова. М. 1927 г. 60 стр. 47 рис. Ц. 90 к.
- Форд, Генри. Сегодня и завтра. Продолжение книги того же автора „Моя жизнь и мои достижения“. Пер. с англ. под ред. П. К. Худякова. М. 1927 г. Изд. 2-е. 144 стр. Ц. 1 р. 10 к.
- Худяков, П. К., проф. Геометрический метод исследования упругой линии согнутой балки. В. 1922 г. 130 стр. 70 рис. Ц. 1 р. 10 к.
- Его же. Задачник по сопротивлению материалов. (Из практики русского строительства). М. 1925 г. 212 стр. 145 рис. Ц. 3 р.
- Его же. Как рассчитывают на крепость части машин и сооружений. Курс сопротивления материалов без высшей математики, с решенными задачами из области машиностроения, инженерного дела и жилищно-строительной практики. Ч. I и II. М. 1927 г. Изд. 2-е. 408 стр. 256 рис. Ц. 5 р. 60 к.
- Его же. Роль и значение инженер-техники в жизни культурных народов. М. 1925 г. 56 стр. Ц. 50 к.
- Хютте—производственный. Справочник по технике производства, организации производственных предприятий и вопросам труда для инженеров и техников-производственников и красных директоров. Перераб. перев. с немецк. под общ. ред. Моск. Мехавич. Института им. М. В. Ломоносова. М. 1927 г. 1360 стр. 1132 рис. Ц. 12 р. в переплете.
- Четвериков, С. С., инж. Научная организация производства в практике оборудования завода в современных условиях. М. 1925 г. 52 стр. 44 рис. Ц. 50 к.
- Чез, Стюарт. Трагедия расточительства. Перевод с английского. М. 1926 г. 144 стр. Ц. 1 р. 50 к.
- Шулейкин, В. В., проф. Электричество и магнетизм. М. 1926 г. 204 стр. 150 рис. Ц. 3 р. 20 к. Научно-Технической Секцией ГУС'а допущено в качестве пособия для ВТУЗ'ов.
- Щекин, П. А., инж. Практическое иллюстрированное урочное положение. Пособие-справочник при составлении и проверке смет и исполнении работ по постройке камен., деревянных и смешанных зданий и ремонту их. М. 1923 г. 408 стр. 445 рис. Ц. 7 р. 50 к. в папке.

ЦЕКОМЕТР. Урочное Положение для строительных работ в метрич. и русских мерах (офиц. издание), в переплете. М. 1928 г. Изд. 2-е, исправ. ХХIV+336 стр. Ц. 5 р.

РОШЕФОР, Н. И. Иллюстрированное урочное положение. Пособие при составлении и проверке смет, проектиров. и исполн. работ. Перечислено на метрические меры инж. В. В. Рабчинским. В обработке и под общей ред. проф. С. М. Герольского. Часть I. М. 1927 г. исправл. и дополн. изд. 328 стр. 586 рис. в папке: Ц. 5 р. 75 к., в перепл. 6 р. 10 к. (Часть II и III печатаются).

М. М. К. Таблицы для перевода русских мер в метрические и обратно. М. 1928 г. Изд. 8-е. 64 стр. Ц. 30 к.

Таблицы для взаимного перевода цен русских и метрических мер. М. 1925 г. 64 стр. Ц. 40 к.

О-РУРК, инж. Таблицы умножения (карманный справочник). Незаменимое пособие в отношении быстрых вычислений при технич., коммерческих и валютных расчетах. М. 1927 г. Изд. 9-е. 514 стр. Ц. 2 р. 50 к. в папке.

ТЕХНИЧЕСКАЯ КНИГА (около 10.000 названий) доставляется ПОЧТОВОЙ ЭКСПЕДИЦИЕЙ Государственного Технического Издательства быстро и аккуратно. При заказе свыше 10 руб. пересылка за счет Издательства. Обращаться по адресу: Москва, 19, Волховка, 6, тел. 2-70-69. Каталог высылается по получении двух восьмикопеечных марок.

„ГОСТЕХИЗДАТ“

ПРАВЛЕНИЕ: Москва, Центр, Ильинка, Юшков пер., д. 4, тел. 2-58-34, 4-32-90.
Торговая Отд.: „ „ „ „ „ „ „ „ 5-72-12.
Бухгалтерия: „ „ „ „ „ „ „ „ 3-13-81.
Склад: „ „ „ „ „ „ „ „ 4-91-28.
 Покровка, д. 28,

КНИЖНЫЕ МАГАЗИНЫ:

Москва.
 Тверская, 25, тел. 5-58-47.
 Петровка, 10, тел. 1-95-34.
 Рагуляй, 38/2, тел. 1-95-51.
 Мясницкая, 1-6, тел. 4-39-09.
 Арбат, 6, тел. 5-44-69.

Ленинград.
 25, пр. Володарского, 59 (угол пр. 25 Октября), тел. 498-83.
 Центр, пр. 25 Октября, 24, тел. 169-37.

Харьков.
 Улица 1-го Мая, 8, тел. 1-01.

Киев.
 Ул. Вороньского, 35, тел. 37-08.
Н.-Новгород.
 Ул. Овердлова, 19, тел. 22-14.
Свердловск.
 Улица Ив. Малышева, 56-а, тел. 14-38.

Цена 4 руб. 90 коп.