

**Г. А. ЕРЕСЬКО,
А. А. КИИС,
А. М. МАСЛОВ,
Л. К. НИКОЛАЕВ**

**ОБОРУДОВАНИЕ
ДЛЯ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОЙ
ПАСТЕРИЗАЦИИ,
СТЕРИЛИЗАЦИИ
И ОХЛАЖДЕНИЯ
ПИЩЕВЫХ
ЖИДКОСТЕЙ**

Под общей редакцией А. М. Маслова



**ИЗДАТЕЛЬСТВО „МАШИНОСТРОЕНИЕ“
ЛЕНИНГРАД 1967**

В книге описаны конструкции и дан расчет наиболее широко применяемых в практике аппаратов и установок для пастеризации и стерилизации пищевых жидкостей. Рассмотрены поверхностные (скребковые, трубчатые и пластинчатые) аппараты, аппараты для вакуумной и паровакуумной обработки пищевых жидкостей, аппараты и установки для стерилизации новыми способами. Особое внимание уделено влиянию свойств пищевых жидкостей на теплообмен и вопросам по борьбе с пригаром. Приведены примеры расчета.

Книга предназначена для инженерно-технических работников, конструирующих теплообменную аппаратуру. Она может быть полезна инженерно-техническим работникам пищевой промышленности и студентам вузов и техникумов соответствующих специальностей.

Рецензент инж. *П. В. Васильев*

Редактор канд. техн. наук *Ф. М. Тарасов*

ПРЕДИСЛОВИЕ

Принятые XXII съездом Коммунистической партии Советского Союза контрольные цифры развития народного хозяйства СССР на 1960—1980 гг. предусматривают значительный рост различных отраслей промышленности, в том числе и пищевой.

Одной из важных задач, отвечающих современным требованиям бурного роста пищевой промышленности, является совершенствование технологических процессов и соответствующей аппаратуры.

В пищевой промышленности большинство технологических процессов связано с нагреванием и охлаждением жидкостей. Чаще всего нагревание и охлаждение применяется для обезвреживания пищевых продуктов. К оборудованию, предназначенному для этой цели, предъявляют очень высокие требования, так как оно должно гарантировать безвредность готовой продукции и высокое ее качество.

В предлагаемой читателю книге рассматривается основное оборудование, применяемое главным образом для обезвреживания пищевых жидкостей в потоке. Приведены необходимые сведения для расчета такого оборудования.

В настоящее время обезвреживание пищевых продуктов осуществляется в основном посредством их нагревания, выдержки при высокой температуре в течение некоторого времени и последующего охлаждения. Большая часть книги посвящена тепловому оборудованию.

Кроме тепла для обезвреживания пищевых продуктов можно использовать обработку их электричеством, ультразвуком, облучением и в поле центробежных сил. Эти новые прогрессивные способы обезвреживания в самое ближайшее время будут широко применяться на пищевых предприятиях. В книге дан обзор новых методов обезвреживания.

Авторы также сочли необходимым кратко ознакомить читателя с теоретическими положениями обезвреживания.

Книга состоит из семи глав. Главы I, III и IV и VII написаны А. М. Масловым, гл. II — Л. К. Николаевым, гл. V — Г. А. Ересько и гл. VI — А. А. Кийс.

Гл. I знакомит читателя с основными положениями теории обезвреживания пищевых продуктов при помощи тепла.

В гл. II рассмотрены теплообменные аппараты с вращающимся рабочим органом.

Главы III и IV посвящены трубчатым и пластинчатым теплообменным аппаратам и установкам, используемым для обезвреживания жидких пищевых продуктов в потоке.

В гл. V рассмотрены аппараты и установки, применяемые для обезвреживания жидкостей при помощи их непосредственного контакта с паром и обработки вакуумом.

Гл. VI знакомит с оборудованием для обезвреживания теплом пищевых продуктов, закупоренных в бутылки и банки.

В гл. VII дан краткий обзор новых методов обезвреживания пищевых продуктов.

Авторы выражают глубокую благодарность заслуженному деятелю науки и техники РСФСР д-ру техн. наук проф. Г. А. Куку, чьи консультации в процессе проведения экспериментальных работ, несомненно, привели к улучшению настоящей книги, а также всем сотрудникам ЛТИХПа, в той или иной мере способствовавшим выходу книги в свет.

Авторы с благодарностью примут любые предложения, замечания и критику, направленные на улучшение настоящей книги.

Авторы

Глава I

ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ОБРАБОТКА ПИЩЕВЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Назначение высокотемпературной обработки пищевых жидкостей

Сельское хозяйство и пищевая промышленность многих стран терпели большие убытки из-за быстрой порчи пищевых продуктов. В ряде стран, например во Франции, в бюджете которых экспорт пищевых продуктов занимал немаловажное место, проблема увеличения срока сохранности высокого качества продуктов являлась государственной проблемой.

Именно ущерб, который терпело французское виноделие от порчи вина и винного уксуса, побудил Луи Пастера в 60-х гг. прошлого столетия заняться анализом причин этого бедствия. Полученные им выводы имели исключительные последствия, далеко выходящие за пределы пищевой промышленности. Пастер установил, что порча вин вызывается присутствующими в них дрожжами и бактериями, которые погибают при сравнительно низких температурах нагревания — от 70 до 80° С.

Однако роль тепла в продлении сроков сохранности продуктов питания была известна намного раньше, чем появились работы Пастера. Так, в России с незапамятных времен известны топленое молоко, варенец, ряженка, вологодское сливочное масло и ряд других продуктов, производство которых связано с нагревом молока до высоких температур.

В 1765 г. Спалланцани заметил, что кипячение предохраняет мясной экстракт от порчи. В 1782 г. Шееле этим способом консервировал уксус. Что касается вина, то возможность консервирования его теплом при 70° С впервые была доказана во Франции Н. Аппером в 1810 г. Однако ни Аппер, ни его предшественники не создали научной микробиологической базы для своих экспериментов. Это суждено было сделать Пастеру. Впоследствии его именем был назван предложенный им метод обработки пищевых продуктов.

Пастер проводил опыты с вином в 1862—1866 гг. и с пивом в 1870 г., а три года спустя Якоби (Нью-Йорк) для предотвращения скисания молока предложил его кипятить.

В 1886 г. Сокслет рекомендовал кипятить молоко, предназначенное для кормления грудных детей. Смит в 1899 г. установил, что туберкулезные бактерии в молоке погибают, если оно выдержано 15 мин при температуре 60° С.

Таким образом, было установлено, что успех подавления микрофлоры в пищевых продуктах является функцией температуры и времени теплового воздействия.

Первоначально пастеризация преследовала единственную цель — консервирование продуктов, т. е. продление срока хранения продуктов без заметного снижения их качества. Постепенно при оценке пастеризации стал выдвигаться не критерий консервирования, а другой, более веский критерий обезвреживания. На патогенную микрофлору, угрожающую массовому потребителю, внимание ученых было обращено значительно позже изысканий Пастера по исследованию причин скисания вина.

Чтобы представить, насколько серьезным является критерий обезвреживания, достаточно сказать, что от заражения туберкулезными бактериями, содержащимися в молоке (большей частью в результате заболеваний нелегочными формами туберкулеза), в 30-х годах нынешнего столетия ежегодно умирало около 2000 детей.

Кроме туберкулезных бактерий в пищевых продуктах встречаются носители тифа, паратифа, дизентерии, скарлатины, дифтерии, ящура, мастита, бруцеллеза и других заболеваний. В связи с этим первоначальная цель консервирования отступила на задний план. Утвердилась более важная точка зрения на пастеризацию как на процесс, призванный защищать в первую очередь не интересы промышленности, а интересы потребителя, который не должен подвергаться опасности инфекции.

Таким образом, под пастеризацией в настоящее время понимают такую тепловую обработку продукта, в результате которой гибнут лишь вегетативные болезнетворные формы бактерий. Пастеризация осуществляется при температурах ниже 100° С и применяется к продуктам, качество которых значительно снижается при нагревании их до 100° и выше. Для подавления всех форм жизни в продуктах питания применяется их стерилизация — способ обезвреживания, аналогичный пастеризации, но осуществляемый при более высоких температурах (от 100° и выше).

Такой способ обезвреживания, по-видимому, был впервые предложен одновременно в Великобритании и Германии около 1894 г. Толчком к развитию стерилизации были научные работы Сокслета в предшествовавшем десятилетии. Он нагревал молоко в бутылках с целью уничтожения туберкулезных палочек.

До сих пор тепловой способ обезвреживания пищевых продуктов является решающим в промышленности, несмотря на то, что

появился ряд конкурирующих с ним, но пока еще дорогостоящих способов, заменяющих классические способы пастеризации и стерилизации. Среди них в первую очередь следует назвать следующие: обработка в электрическом поле; облучение ультрафиолетовыми, инфракрасными, рентгеновскими и другими радиоактивными лучами; выделение микроорганизмов в поле центробежных сил; обработка ультразвуковыми колебаниями и др. Новым способам обезвреживания посвящена последняя глава книги.

Теория и практика пастеризации и стерилизации продолжает занимать умы ученых всего мира. Большой вклад в это важное дело внесли советские ученые Б. Л. Флауменбаум и Г. А. Кук. Многие годы своей деятельности Б. Л. Флауменбаум посвятил изучению процессов тепловой обработки пищевых консервов в жестяной и стеклянной таре. Заслуга Г. А. Кука заключается в том, что он впервые создал теорию пастеризации жидкости в поточных теплообменных аппаратах. Его монография «Пастеризация молока» [7] является первой в мире и единственной в своем роде книгой, освещающей вопросы теории пастеризации жидкостей в поточных аппаратах.

Среди современных зарубежных исследователей в первую очередь необходимо отметить Х. Бэртона и И. Франклина, внесших вслед за Г. А. Куком большой вклад в теорию и практику стерилизации пищевых жидкостей (главным образом молочных) в поточных поверхностных теплообменных аппаратах. Особой заслугой Бэртона является то, что наибольшая часть его работ проведена применительно к современным, наиболее прогрессивным пластинчатым стерилизационным установкам. Заслуживает внимания также теория стерилизации консервов в таре, разработанная Боллом, Олсоном и другими учеными.

Многие ученые — М. Шульц, Д. Вильямс, Д. Пфлуг, Г. Кай, Г. Кязлин и др. — занимаются изучением влияния режимов стерилизации на качество исходных продуктов.

Теоретические основы высокотемпературной обработки пищевых жидкостей

Эффективность действия пастеризационной установки определяется степенью подавления патогенной микрофлоры. Непатогенная микрофлора подавляется попутно. Ранее было отмечено, что процесс подавления микрофлоры осуществляется при некоторой высокой температуре t в продолжение времени, необходимого для окончания процесса.

В большинстве случаев справедлив логарифмический закон зависимости необходимого времени пастеризации от температуры: $\ln z = \alpha - \beta t$. Коэффициенты α и β зависят от устойчивости микроорганизмов к тепловым воздействиям и от среды, в которой они находятся.

Нагревание необходимо проводить таким образом, чтобы полностью уничтожить патогенную микрофлору, с одной стороны, и по возможности избежать физико-химических изменений, вызываемых температурно-временным воздействием, — с другой стороны. Что касается молока, то это требование выполняется при $\alpha = 36,84$ и $\beta = 0,48$.

Если установлено, что достаточное время воздействия равно z , то средний эффект пастеризации в 1 сек будет равен $\frac{1}{z}$.

Если температура, которой соответствует достаточное время z , действует на жидкость в течение времени τ , равного z , то пастеризация завершена и должна быть успешной.

Если $\tau > z$, то на пастеризацию затрачивается излишнее время, что может привести к нежелательным физико-химическим изменениям в пастеризуемом продукте. Если $\tau < z$, то процесс пастеризации завершен частично.

Если время процесса представляет собой мгновение $d\tau$, то элементарный эффект равен $\frac{d\tau}{z}$. Суммарный эффект равен $\int \frac{d\tau}{z}$. Безразмерное отношение $\frac{\tau}{z}$ является мерой или критерием завершенности процесса. Этому критерию Кук присвоил символ Pa (критерий Пастера).

Установлено, что процесс пастеризации начинается от температуры 60°C . Современные пастеризационные установки много-секционные. Процесс пастеризации начинается уже в секции регенерации тепла, далее осуществляется в пастеризационной секции, в выдерживателе и заканчивается снова в регенерационной секции после охлаждения продукта ниже 60°C . Если температура продукта при входе в пастеризационную секцию t_p и температура пастеризации t_n , то для завершения пастеризационного эффекта в такой установке необходимо иметь $\sum Pa \geq 1$, т. е.

$$\int_{60}^{t_p} \frac{d\tau}{z} + \int_{t_p}^{t_n} \frac{d\tau}{z} + \frac{\tau_{выд}}{z_{выд}} + \int_{t_n}^{60} \frac{d\tau}{z} \geq 1.$$

Теория пастеризации жидкостей в поточных аппаратах полностью изложена в книге Кука. Здесь же мы остановимся лишь на наиболее простом в практическом отношении методе определения бактерицидного эффекта пастеризационных установок.

Весьма наглядное представление о суммарном бактерицидном эффекте $\int \frac{d\tau}{z}$ можно получить, если величину интеграла изобразить как суммарную площадь, состоящую из элементарных площадок $\frac{1}{z} d\tau$.

Поясним это примером. Пусть продукт обогревается паром от температуры t_n до t_2 . Температура пара — t_2 . Для этого случая справедливо равенство

$$\ln \frac{t_2 - t_n}{t_2 - t_n} = \frac{FK}{Gc},$$

где F — поверхность теплопередачи;
 K — коэффициент теплопередачи;
 G — количество нагреваемого продукта;
 c — его теплоемкость.

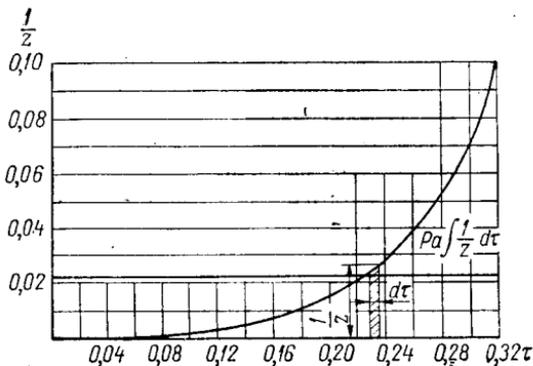


Рис. 1. Кривая зависимости $\frac{1}{z}$ от τ

Задаваясь последовательно различными значениями t_n , определим соответствующие значения F . Отложив на графике по вертикали t_n , а по горизонтали соответствующие значения F , получим температурный график аппарата. Если поток течет по каналу определенного сечения, то площадь F , пройденная жидкостью, пропорциональна времени τ , следовательно, по горизонтали вместо F можно отложить в соответствующем масштабе τ . В формуле $\ln z = \alpha - \beta t$ каждому значению t соответствует определенное значение z . Таким образом, вместо t по вертикали можно отложить значение z . В результате получим кривую, связывающую τ и $\frac{1}{z}$ (рис. 1). Вертикальная элементарная полоска на рисунке имеет величину $d\tau \frac{1}{z}$, а вся площадь, ограниченная кривой и осями координат, равна $\int \frac{1}{z} d\tau$.

Определив эту площадь, например, при помощи планиметра, нетрудно найти ее среднюю ординату, которая имеет величину

$$\frac{1}{z_{cp}} = \frac{\int \frac{1}{z} d\tau}{\tau_0},$$

где τ_0 — время от одного края площади до другого.

Зная $\frac{1}{z_{cp}}$, площадь можно выразить как $\int \frac{d\tau}{z} = \frac{\tau_0}{z_{cp}}$. Это выражение названо Куком эквивалентной выдержкой пастеризационного процесса в переменном температурном поле.

На рис. 2 приведен примерный график для пастеризационной установки, имеющей секции регенерации, пастеризации и выдержки. Температура выдержки практически не меняется, и соответствующее ей выражение $\frac{1}{z_{выд}}$ — величина постоянная. Из

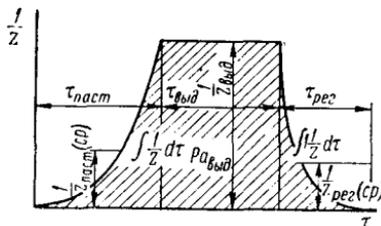


Рис. 2. Кривая зависимости $\frac{1}{z}$ от τ для пастеризационной установки

графика видно, что средние ординаты $\frac{1}{z_{cp}}$ в пастеризаторе и в регенераторе уступают по высоте ординате выдерживателя. Ясно, что выдерживатель имеет первостепенное значение в процессе пастеризации. Метод площадей в определении бактерицидного действия дает возможность достаточно просто, зная α и β , определить время пребывания продукта в выдерживателе, а следовательно, и размеры выдерживателя.

Значение критериев Ra для регенератора и пастеризатора нетрудно определить через соответствующие площади, построение которых рассмотрено выше. Помня, что $\sum Ra \geq 1$, находим

$$Ra_{рег} + Ra_{паст} \geq 1 - Ra_{выд},$$

где $Ra_{выд} = \frac{\tau_{выд}}{z_{выд}}$, откуда нетрудно найти $\tau_{выд}$ и затем определить размеры выдерживателя.

Теорию стерилизации жидкостей в поточных, главным образом пластинчатых, аппаратах успешно разработал и проверил на практике при пастеризации жидких молочных продуктов Бэртон [15]. Ниже приводим основные положения этой теории. Бэртон исходит в своих исследованиях из того, что процесс гибели микроорганизмов от теплового воздействия, как уже отмечалось, имеет логарифмический характер. При этом справедливо равенство

$$L = -K_{\theta} \tau,$$

где L — логарифм доли выживших микроорганизмов;

τ — время;

K_{θ} — константа, характеризующая наклон прямой и зависящая от температуры.

Связь K_{θ} и температуры стерилизации θ выражается уравнением Аррениуса

$$\lg K_{\theta} = \frac{A}{\theta + 273} + B,$$

где A , B — константы.

Если известно значение K_θ для какой-либо температуры стерилизации, то и для другой температуры можно найти K_θ . Отношение величины K при любой температуре к ее величине при температуре на 10°C выше есть величина постоянная и обозначается Q_{10} . Следовательно, $Q_{10} = \frac{K_{\theta+10}}{K_\theta}$. Но для современных аппаратов интервал в 10° велик, и автор везде использует соотношение $Q_1 = \frac{K_{\theta+1}}{K_\theta}$. Очевидно, что $Q_{10} = Q_1^{10}$.

В секции выдержки температура продукта постоянна и равна θ . Для определения полного летального эффекта необходимо иметь в виду, что скорости течения продукта по сечению выдерживателя неодинаковы. Следовательно, время теплового воздействия на микроорганизмы в выдерживателе определяется кривой распределения скоростей. На рис. 3 показана кривая распределения времени выдержки, построенная на основании кривой распределения скоростей. За небольшой промежуток времени $d\tau$ количество прошедших через секцию выдержки микробов будет $f(\tau) d\tau$. На эти микробы воздействует температура θ в течение времени τ . Если отношение количества выживших организмов к их общему числу есть R , то $R = 10^L = 10^{-K_\theta\tau}$. Количество организмов, выживших за данный промежуток времени, составит

$$dN = 10^{-K_\theta\tau} f(\tau) d\tau,$$

а полное количество будет равно

$$\int_0^{\infty} 10^{-K_\theta\tau} f(\tau) d\tau.$$

Если общее количество микробов $\int_0^{\infty} f(\tau) d\tau$, то

$$R = \frac{\int_0^{\infty} 10^{-K_\theta\tau} f(\tau) d\tau}{\int_0^{\infty} f(\tau) d\tau},$$

где $f(\tau)$ — функция распределения времени выдержки.

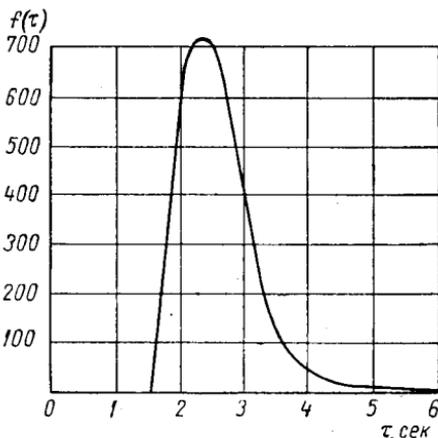
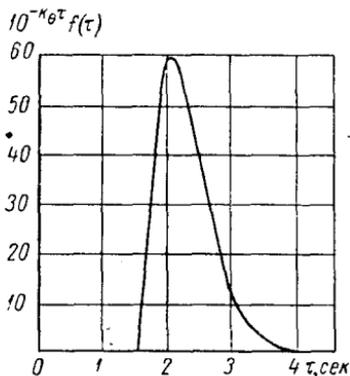


Рис. 3. Кривая распределения времени выдержки в трубчатом выдерживателе

Для расчета по этой формуле нужны опытные данные, которые были получены Бэртоном. На рис. 4 представлена экспериментальная кривая, построенная на основании данных, приведенных на рис. 3, при $K_\theta = 0,5$. По опытам Бэртона для испытанного выдерживателя интегралы числителя и знаменателя, а также R соответственно оказались равными 55,75; 883 и $6,33 \cdot 10^{-2}$. Интеграл числителя есть полная площадь, очерченная кривой на рис. 4, а интеграл знаменателя — аналогичная площадь на рис. 3. При возрастании K_θ скорость гибели микроорганизмов R растет:



K_θ	R
0,5	$6,33 \cdot 10^{-2}$
1,0	$4,91 \cdot 10^{-3}$
2,0	$4,43 \cdot 10^{-5}$

Рис. 4. Кривая термоустойчивости микроорганизмов для $K_\theta = 0,5$ и $f(\tau)$

Разрешение летального эффекта стерилизационной секции осуществляется аналогичным путем, однако приходится учитывать, что температура продукта не остается постоянной.

Если предположить, что вся жидкость проходит через секцию за одно и то же время, то $\theta_\tau = f(\tau)$. Величина θ_τ имеет свое максимальное значение θ , равное температуре выдержки, когда τ равно полному времени прохождения жидкости через стерилизационную секцию. В любой точке теплообменника величина K , характеризующая наклон кривой, имеет значение, соответствующее температуре этой точки. При любом времени τ , эквивалентном кривой время — температура, где температура есть θ_τ , мы имеем $L = -K_{\theta_\tau} \tau$ и, следовательно, $dL = -K_{\theta_\tau} d\tau$.

Если проинтегрировать летальные эффекты всех точек секции стерилизации, то будет получен логарифм отношения выживших микроорганизмов к их первоначальному количеству для времени τ

$$L_\tau = \int_0^\tau -K_{\theta_\tau} d\tau.$$

Если известно значение K при максимальной температуре θ , то его значение при любой более низкой температуре определится как $K_{\theta-1} = \frac{K_\theta}{Q_1}$. Из логарифма отношения выживших микроорганизмов к их первоначальному количеству можно найти количество выживших, если S_τ является таким отношением для времени τ :

$$S_\tau = 10^{L_\tau}.$$

При одинаковом распределении температур в установке логарифм этого отношения для времени τ_1 будет

$$L_{\tau_1} = L_{\tau} \frac{\tau_1}{\tau}.$$

Это простое соотношение дает нам возможность определить логарифм отношения выживших микроорганизмов к общему количеству для любого другого времени. Количество микроорганизмов, прошедших через секцию нагрева за небольшой интервал времени $d\tau$, будет $F(\tau) d\tau$, где $F(\tau)$ — функция распределения времени нагрева, полученная экспериментально. Следовательно, в этом небольшом элементе количество выживших микроорганизмов составляет $dN = S_{\tau} F(\tau) d\tau$, а полное количество

$$\int_0^{\infty} S_{\tau} F(\tau) d\tau.$$

Интеграл $F(\tau) d\tau$ обозначает общее количество микробов, следовательно,

$$S = \frac{\int_0^{\infty} S_{\tau} F(\tau) d\tau}{\int_0^{\infty} F(\tau) d\tau}.$$

Эти интегралы могут быть определены графически, когда S_{τ} известно для серии времени потока. В табл. 1 приведены результаты опытов Бэртона, полученные при испытании пластинчатого стерилизатора. Данные этой таблицы и ранее рассмотренные опытные данные позволяют построить график полного летального эффекта установки. Для опытной установки такой график приведен на рис. 5. Как показывает график, секция выдержки дает значительно меньший летальный эффект, чем секция стерилизации, в то время как при пастеризации секция выдержки имеет решающее значение.

На рис. 6 приведены кривые смерти микробов *B. subtilis*, которые можно использовать при практических расчетах.

Таблица 1

K_{θ}	Q_1	S
0,5	1,20	$5,84 \cdot 10^{-4}$
1,0	1,20	$6,73 \cdot 10^{-7}$
2,0	1,20	$5,73 \cdot 10^{-12}$
2,0	1,25	$2,84 \cdot 10^{-11}$
0,5	1,30	$1,37 \cdot 10^{-3}$
1,0	1,30	$3,08 \cdot 10^{-6}$
2,0	1,30	$9,05 \cdot 10^{-11}$
2,0	1,35	$2,77 \cdot 10^{-10}$
1,0	1,40	$1,20 \cdot 10^{-5}$
2,0	1,40	$7,95 \cdot 10^{-10}$

Эффективность высокотемпературной кратковременной стерилизации в заводских условиях в отношении уничтожения *B. subtilis*

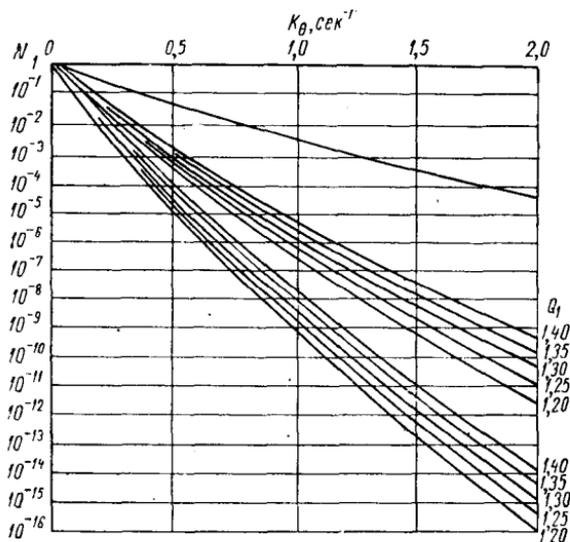


Рис. 5. Кривые, характеризующие бактерицидный эффект для экспериментальной установки Бертон.

B. subtilis в молоке была исследована Франклином, который показал, что при нагревании молока до $130,5^{\circ}\text{C}$ уничтожается 99,9999% нахо-

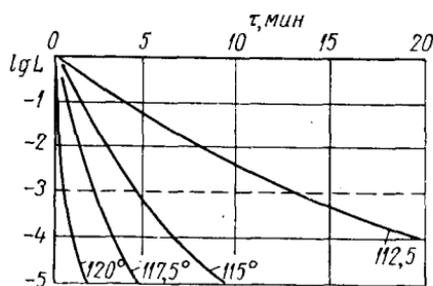


Рис. 6. Кривые тепловой смерти спор *B. subtilis*

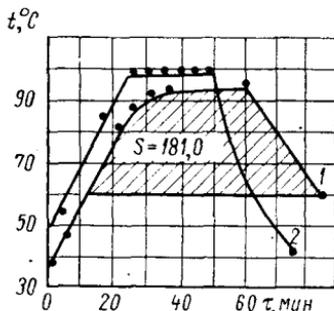


Рис. 7. Кривые изменения температуры при стерилизации консервов «Компот из абрикосов» в банках СКО 83-2:

1 — в автоклаве; 2 — без использования автоклава

дящихся в молоке спор. Данная температура ниже той, которая была установлена для водной суспензии спор (135°C). Величина Q_{10} в пределах температур $110-120^{\circ}\text{C}$ равнялась примерно 30.

Вопросам стерилизации в таре посвящено большое количество работ, в том числе и книга Б. Л. Флауменбаума «Теоретические основы стерилизации консервов» [11]. Поэтому здесь рассмотрим лишь один упрощенный метод расчета процесса стерилизации — метод тепловых чисел.

По данным Клеменчука, тепловое число представляет собой ту часть площади, ограниченной кривой прогрева, которая расположена над уровнем 60°C . Эта площадь выражается в квадратных миллиметрах при условии, что на оси абсцисс отложено время в масштабе $1 \text{ мин} — 1 \text{ мм}$, а на оси ординат — температура в масштабе $1^{\circ}\text{C} — 1 \text{ мм}$. По данным Клеменчука, тепловые числа порядка $140—240 \text{ мм}^2$ обеспечивают стерильность фруктовых соков. На рис. 7 приведены кривые, иллюстрирующие этот метод.

Влияние высоких температур и охлаждения на свойства пищевых продуктов

«Вряд ли что, кроме религии и политики, вызвало столь длительные и ожесточенные споры, как предложение об обязательной пастеризации молока», — справедливо заметил Д. Дэвис. Не менее серьезное сопротивление было оказано и предложению о пастеризации вина. До сих пор, несмотря на убедительность и точность опытов по пастеризации вин и их широкому гласности, несмотря на наличие хорошего оборудования для тепловой обработки, «многие виноделы, как отметил Ж. Рибера-Гайон, из-за невежества, рутины или предвзятой идеи все еще полагают, будто нагревание убивает вино». Однако, несмотря на все возражения против пастеризации и стерилизации, эти способы обезвреживания совершенно справедливо заняли свое заслуженное место на пищевых предприятиях всех цивилизованных стран. Так, в СССР с давних пор пастеризуют пиво, соки, вина и жидкие молочные продукты. Многочисленные опыты, проведенные со многими пищевыми продуктами, показали, что наряду с обезвреживанием питательная ценность продуктов практически мало отличается от ценности сырых продуктов, а в некоторых случаях даже наблюдается некоторое улучшение вкусовых качеств.

Одним из основных требований, предъявляемых к высокотемпературной обработке пищевых жидкостей, является проведение процесса в тонком слое без доступа кислорода и в возможно быстром темпе. Так, опыты Пастера по пастеризации в бутылках лучших бургундских вин и Гайона с жирондскими винами показали все достоинства пастеризации без доступа воздуха. Специальная дегустационная комиссия отметила: «... нагревание не препятствует развитию вина; старение нагревавшихся и ненагревавшихся вин идет почти параллельно . . . , наблюдающиеся различия, по-видимому, не больше тех различий, которые иногда отмечаются между двумя бутылками того же самого вина одного розлива».

Вина, даже самые тонкие, очень хорошо переносят действие высоких температур. При этом, как показал Пастер, они приобретают устойчивость и в некоторых случаях лучший вкус.

Установлено, что при пастеризации нельзя повышать температуру вина выше 70°C , иначе вино может приобрести характерный привкус уваренности. Этот нежелательный привкус выражается тем ярче, чем выше температура и длительность пастеризации. Аналогичные требования предъявляются и к пастеризации соков, однако высшая граница температуры пастеризации в этом случае соответствует $80\text{—}90^{\circ}\text{C}$.

Жидкие молочные продукты являются очень благоприятной средой для существования и размножения микроорганизмов, вместе с тем они больше других склонны к изменению своих первоначальных свойств при воздействии температурно-временного фактора. Поэтому наибольшее число исследований по выявлению более удачных режимов пастеризации и стерилизации проведено именно с жидкими молочными продуктами. В настоящее время установлено, что наилучшие результаты обеспечивает очень быстрое нагревание продукта до высоких температур с не менее быстрым последующим охлаждением. Так, Бэртон в 1958 г. показал, что повышение температуры стерилизации молока на каждые 10°C увеличивает скорость уничтожения микроорганизмов в 30 раз, а скорость побурения молока — только в три раза. Это говорит о том, что с точки зрения уменьшения нежелательных химических изменений, увеличения бактериологического эффекта и лучшего сохранения биологической ценности наиболее целесообразно обрабатывать молоко при высоких температурах $130\text{—}150^{\circ}\text{C}$ в течение очень коротких промежутков времени. Практика показала, что этот вывод в равной мере справедлив и для других продуктов.

Высокотемпературная кратковременная обработка молочных продуктов вызывает минимальные изменения биологических свойств, которые мало отличаются от свойств исходного сырья. Главным образом воздействие высоких температур отражается на вкусовых свойствах. Стерилизация молока в течение $0,5\text{ сек}$ при $140,6^{\circ}\text{C}$ приводит к появлению привкуса кипяченого молока, который, однако, исчезает после нескольких дней хранения при комнатной температуре. Шоколадно-молочные напитки при таком режиме стерилизации в пластинчатом аппарате не изменяют вкуса, однако они обесцвечиваются вследствие денатурации белка. Высокотемпературная обработка не вызывает химических изменений жира, однако он после гомогенизации находится во взвешенном состоянии и не отстаивается. Содержание витаминов в молоке, стерилизованном таким способом, почти не отличается от их содержания в исходном молоке и выше, чем в пастеризованном обычным способом при 76°C .

Наглядное представление об изменениях, происходящих в молоке при высокотемпературной обработке, дает график Г. Кая,

представленный на рис. 8. Этот график позволяет сравнить различные способы температурной обработки и их влияние на составные части молока. Обозначенные кривые и особенно отнесенные точками площади дают те самые соотношения времени и температуры, при которых наступают измеримые изменения отдельных

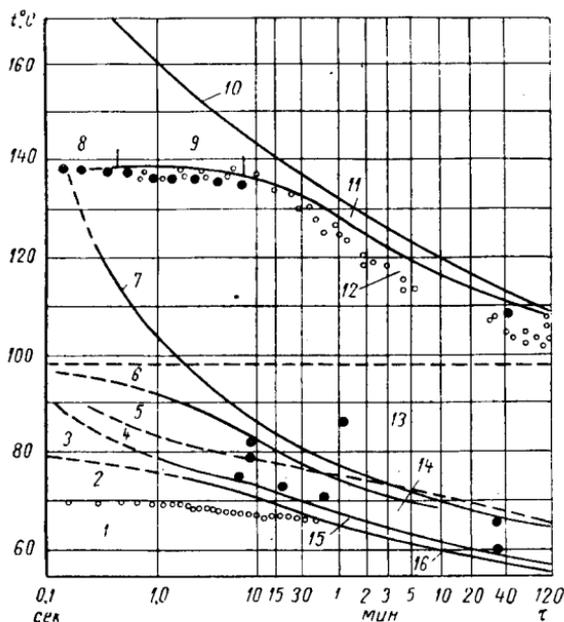


Рис. 8. Влияние тепловой обработки на качество молока:

1 — уничтожение соли; 2 — уничтожение ТВС; 3 — ультрапастеризация; 4 — влияние на отстой сливок; 5 — пероксидаза; 6 — свертывание альбумина; 7 — привкус кипяченого молока; 8 — ультрастерилизация; 9 — кратковременная стерилизация; 10 — побурение, повреждение витаминов; 11 — длительная стерилизация; 12 — уничтожение спорообразователей; 13 — кипение; 14 — уничтожение лактобацилл; 15 — кратковременная пастеризация; 16 — длительная пастеризация

составных частей или свойств молока, а светлые зоны являются зонами пастеризации внизу и стерилизации — вверху. Последняя обеспечивает получение стойких молочных продуктов, лишенных указанных на графике изменений.

В последнее время для стерилизации пищевых жидкостей стали применять пароконтактные стерилизаторы, в которых нагрев осуществляется при непосредственном контакте продукта с паром, а охлаждение — в вакуумной камере. Такая обработка ряда продуктов (молоко, сливки, томат-паста, морковные и другие пюре) улучшает балловую оценку продукта по сравнению с обработкой другими способами. Это объясняется тем, что при охлаждении продукта в вакуумной камере происходит испарение

сконденсировавшегося в нем при нагревании пара, вместе с которым уносятся и легколетучие кислоты, придававшие продукту нежелательные привкусы и запахи.

Таким образом, современный уровень знаний о влиянии температурно-временного фактора на физико-химические и биологические свойства пищевых продуктов приводит к выводу, что наиболее рациональными являются методы высокотемпературной кратковременной обработки с быстрым последующим охлаждением. При этом для улучшения вкусовых качеств некоторых продуктов целесообразно использовать обработку при непосредственном контакте продукта с паром с последующим охлаждением под вакуумом.

Всеми исследователями отмечается отрицательное влияние кислорода воздуха на качество продукта. Чтобы избежать этого влияния, целесообразно перед нагреванием проводить вакуумную обработку жидкостей с целью удаления из них воздуха. Наличие продуктового пригара на стенках аппаратов также ухудшает вкусовые качества продукта, поэтому необходимо принимать специальные меры для предупреждения пригарообразования.

Если влияния температурно-временного фактора на свойства молока достаточно хорошо исследованы, то для других продуктов такие исследования еще ведутся. Поэтому в качестве ориентира можно пока использовать режимы, применяемые в настоящее время в промышленности и обеспечивающие надежный бактерицидный эффект. Эти режимы приведены в табл. 2 [8].

Таблица 2

Продукт	Тип стерилизационной установки	Режим стерилизации в сек			Температура стерилизации в °С
		Подогрев	Стерилизация	Охлаждение	
Томат-паста	Пароконтактный стерилизатор с вакуум-охлаждением	30	11	2	110
Томатный сок	Трубчатый стерилизатор	11	23	47	115
Яблочное пюре	То же	10	20	41	112
Яблочный сок с мякотью	»	15	31	64	114
Виноградный сок	Пластинчатый стерилизатор-охладитель	10	20	30	110
Морковное пюре	Трубчатый стерилизатор	11	23	47	136
Морковный сок с мякотью	То же	15	31	64	148

Продукт	Тип стерилизационной установки	Режим стерилизации в сек			Температура стерилизации в °С
		Подогрев	Стерилизация	Охлаждение	
Сливовое пюре	Трубчатый стерилизатор	15	31	64	130
Пюре из зеленого горошка	То же	13	27	55	142
Мясоовощной суп-пюре	»	11	23	47	146
Молоко	Стерилизатор смешения с вакуум-охлаждением	8	4	2	138
Молоко	Пластинчатый стерилизатор-охладитель	—	1,7	—	140,6
Шоколадно-молочный напиток и смесь для мороженого	То же	—	1,7	—	140,6

Регенерация тепла в пастеризационных и стерилизационных установках

Требования технологического процесса стерилизации и особенно пастеризации таковы, что после быстрого нагрева до заданной температуры и некоторой выдержки при ней продукт необходимо также быстро охладить. Это требует больших расходов тепла. Поэтому уже тогда, когда еще не были известны знаменитые работы Пастера, теоретически объясняющие необходимость пастеризации, а пастеризацию еще только интуитивно и робко начинали применять на пищевых предприятиях, мысли ученых были направлены по пути сокращения расходов тепла при пастеризации.

Первым из предложивших применять регенерацию тепла при пастеризации жидкостей был, по-видимому, Жервэ, который еще в 1827 г. сконструировал экономичный аппарат для пастеризации вина. Для экономии тепла Жервэ применил две длинные трубы разного диаметра, помещенные одна в другую. Вино, предназначенное для пастеризации, из бочки самотеком через внутреннюю трубу поступало в водогрейку, из которой уже пастеризованное возвращалось по кольцевой щели между трубами в другую бочку, где накапливалось пастеризованное вино.

В результате теплообмена между пастеризованным и предназначенным для пастеризации вином первое несколько охлаждается, а второе частично нагревается, благодаря чему в водогрейке требуется нагревать вино уже от более высокой температуры, что приводит к снижению энергетических затрат.

Современные пастеризационные и стерилизационные установки немислимы без регенераторов тепла, подавляющее большинство

которых работает по тому же принципу, что и аппарат Жервэ. Эффективность работы регенераторов тепла оценивают по величине коэффициента регенерации E , показывающего, какую часть необходимого для пастеризации (стерилизации) тепла удастся извлечь из охлаждаемого после пастеризации (стерилизации) продукта для подогрева сырого, еще не пастеризованного продукта. Коэффициент регенерации определяют по формуле

$$E = \frac{Gc_1(t_p - t_n)}{Gc_2(t_n - t_n)}$$

где G — количество пастеризуемого продукта;
 c_1, c_2 — теплоемкость продукта при его средней температуре в регенераторе и пастеризаторе (стерилизаторе), работающем без регенератора;
 t_n — начальная температура сырого продукта;
 t_n — температура пастеризации;
 t_p — температура продукта, подогретого в регенераторе.

Числитель формулы означает количество тепла, подведенного к продукту в регенераторе, а знаменатель — общее количество необходимого для пастеризации (стерилизации) тепла.

Различают прямоточные, противоточные регенераторы и регенераторы с промежуточной средой.

Для любого теплообменного аппарата уравнение теплового баланса в безразмерном виде можно представить так:

$$\frac{FK}{Gc} = \frac{t_2 - t_1}{\Delta t} = S,$$

где $t_2 - t_1$ — степень нагрева или охлаждения продукта;
 Δt — средняя разность температур между теплообменивающимися средами;
 F — поверхность теплопередачи;
 K — коэффициент теплопередачи.

Критерий S справедлив для всех поверхностных теплообменных аппаратов. Он отражает взаимосвязь между механическими, технологическими и температурными характеристиками аппарата.

Нетрудно показать, что для прямоточного регенератора связь между критерием S и коэффициентом E осуществляется следующим образом:

$$S = 1,15 \lg \left(\frac{1}{1 - 2E} \right).$$

Очевидно, что в прямоточном регенераторе предельное значение E равно 0,5.

Температурный напор в прямоточном регенераторе также зависит от E :

$$\Delta t = \frac{E(t_n - t_n)}{S}$$

Для противоточного регенератора, как показал Кук,

$$S = \frac{E}{1-E}; \quad (1)$$

$$\Delta t = (1-E)(t_n - t_n). \quad (2)$$

В отдельных случаях на пищевых заводах не исключена возможность применения регенераторов с промежуточной средой. Так, еще в 30-х годах Н. Я. Лукьянов предложил в период острой потребности в тепле на Киевском городском молочном заводе использовать в качестве регенератора тепла два бездействующих в то время оросительных охладителя. Регенерация тепла осуществлялась по схеме, изображенной на рис. 9. Вода, циркулирующая под действием центробежного насоса, отбирает в первом аппарате тепло у пастеризованного продукта и отдает его сырому продукту во втором аппарате.

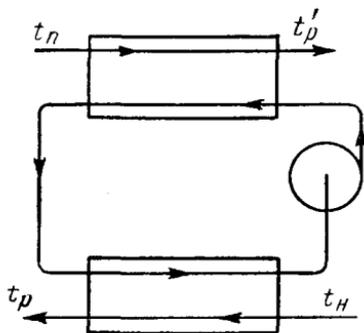


Рис. 9. Схема регенератора с промежуточной средой

Возможны разновидности таких регенераторов, однако наибольший интерес представляют такие, у которых поверхности и условия теплопередачи в обоих теплообменниках одинаковы, а воды в единицу времени через каждый аппарат проходит в несколько раз больше, чем продукта. В этом случае взаимосвязь между критерием S и E для каждого из аппаратов может быть выражена следующим образом:

$$S = 2,3 \frac{n}{n-1} \lg \left(\frac{\theta_n - \frac{E}{n} \theta_n}{\theta_n - E\theta_n} \right);$$

$$\Delta t = \frac{E\theta_n \left(1 - \frac{1}{n} \right)}{2,3 \lg \left(\frac{\theta_n - \frac{E}{n} \theta_n}{\theta_n - E\theta_n} \right)},$$

где n — кратность промежуточной среды (воды);
 $\theta_n = t_{mн} - t_n$ — разность между начальными температурами промежуточной среды и продукта на входе в аппарат;
 $\theta_n = t_n - t_n$ — разность между температурой пастеризации и начальной температурой продукта.

В случае $n = 1$ формулы упрощаются:

$$S = \frac{E\theta_n}{\theta_n - E\theta_n};$$

$$\Delta t = \theta_n - E\theta_n.$$

Нетрудно заметить, что наиболее высоких коэффициентов регенерации можно достичь лишь с использованием противоточных регенераторов без промежуточной среды. С увеличением E уменьшается Δt ; минимальное значение Δt в реальном аппарате может быть $1-3^\circ \text{C}$. В регенераторе же с промежуточной средой такое значение Δt необходимо иметь в каждом аппарате, следовательно, минимальная разность температуры между охлаждаемым и нагреваемым продуктом в регенераторе с промежуточной средой по крайней мере в два раза больше, чем в регенераторе без промежуточной среды. Повышение коэффициента регенерации требует увеличения поверхности теплопередачи регенератора. Зависимость поверхности аппарата от коэффициента регенерации представлена на рис. 10. Для регенератора с промежуточной средой приняты $\theta_n = 65^\circ \text{C}$, $\theta_n = 70^\circ \text{C}$. Из рисунка видно, что регенераторы с промежуточной средой менее выгодны. Увеличение кратности n несколько снижает размеры аппаратов, однако увеличение ее больше двух уже не дает ощутимого результата.

В некоторых случаях (линии производства сыра, кисломолочных продуктов и др.) пастеризационные установки работают с переменными коэффициентами регенерации в регенерационных секциях. Это объясняется тем, что в линиях необходимо поддерживать неизменной не только температуру пастеризации, но и температуру охлажденного в регенераторе продукта t'_p . Если первую температуру можно достаточно точно поддерживать, меняя расход или температуру теплоносителя, то постоянство другой температуры осуществляется отводом из установки после секции пастеризации некоторого количества горячего продукта. Зависимость температуры от этого количества выражается следующим образом:

$$\frac{t_n - t'_p}{\theta_n} = \frac{1}{1-x} E,$$

где x — доля отводимого продукта.

Зависимость S и Δt от E и x выражается так:

$$S = \frac{E}{(1-x) - E};$$

$$\Delta t = [(1-x) - E] \theta_n.$$

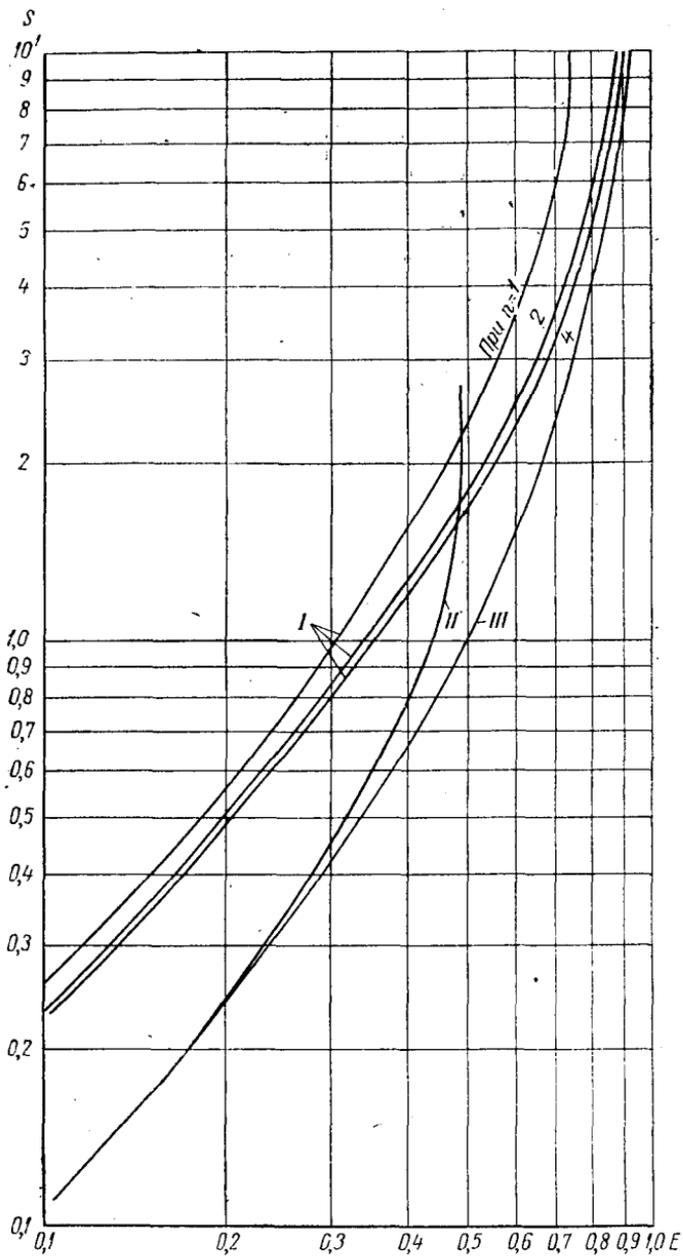


Рис. 10. Зависимость критерия S от коэффициента регенерации:

I — регенератор с промежуточной средой; *II* — прямоточный регенератор; *III* — противоточный регенератор

Эти формулы получены из предположения, что $K = \text{const}$, что в действительности не имеет место. С увеличением x значение K несколько уменьшается. Однако для практических целей формулы вполне пригодны.

Сравнивая последние формулы с формулами для обычного противоточного регенератора, видим, что при $x = 0$, когда весь пастеризованный продукт направляется для охлаждения в регенератор, последние формулы переходят в формулы Кука для обычного противоточного регенератора. Таким образом, формулы Кука носят частный характер по сравнению с последними формулами.

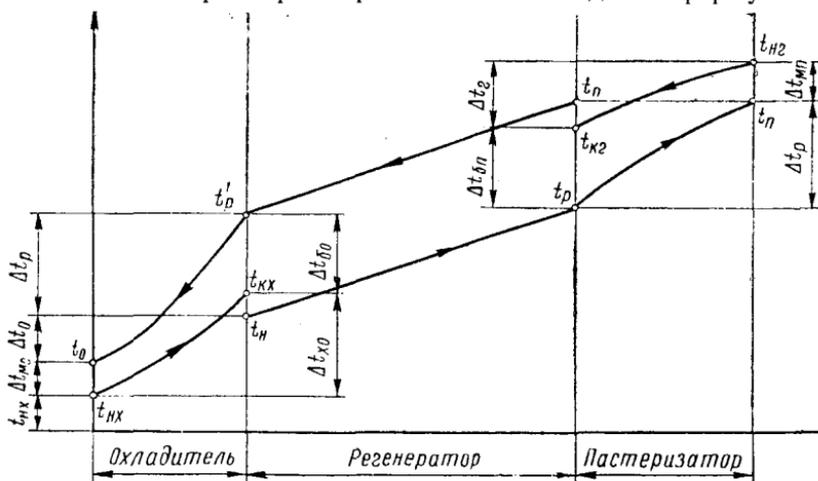


Рис. 11. Температурный график пастеризационно-охладительной установки

Применение регенераторов тепла в пищевой промышленности позволяет экономить до 90—95% необходимого для пастеризации (стерилизации) тепла. Несмотря на то, что при $E \rightarrow 1$ $F \rightarrow \infty$, экономически является выгодным увеличение E противоточных регенераторов вплоть до 0,93. Экономия тепла за счет дальнейшего увеличения E , а следовательно, и F оказывается нецелесообразной вследствие резко возрастающих капитальных затрат на создание чрезвычайно металлоемких регенераторов и их обслуживание в процессе эксплуатации.

Регенераторы тепла являются составной частью пастеризационных и стерилизационных установок. Непосредственно от коэффициента регенерации зависят размеры не только самого регенератора, но и остальных аппаратов: пастеризатора или стерилизатора и охладителя.

На рис. 11 представлена типичная схема изменения температур в обычной пастеризационной установке. Для расчета установок, работающих по такой тепловой схеме, можно использовать следующие формулы:

для водобогревающего пастеризатора

$$S_n = \frac{2,3 \lg \left[1 - \frac{\Delta t_p \left(\frac{1}{n_r} - 1 \right)}{t_{нз} - t_n} \right]}{\left(1 - \frac{1}{n_r} \right)}; \quad (3)$$

$$\Delta t = \frac{\Delta t_p \left(1 - \frac{1}{n_r} \right)}{2,3 \lg \left[1 - \frac{\Delta t_p \left(\frac{1}{n_r} - 1 \right)}{t_{нз} - t_n} \right]}; \quad (4)$$

для охладителя

$$S_o = \frac{(\Delta t_p - \Delta t_o) 2,3 \lg \left[\frac{t_n - t_{нх} + \Delta t_p \left(1 + \frac{1}{n_x} \right)}{t_n - t_{нх} - \Delta t_o} \right]}{\Delta t_p \left(1 + \frac{1}{n_x} \right) + \Delta t_o}, \quad (5)$$

где n_r , n_x — кратности тепло- и хладоносителей.

В случае обогрева не горячей водой, а паром достаточно принять $n = \infty$, что приводит к формуле Айзела

$$S'_n = 2,3 \lg \left(1 + \frac{\Delta t_p}{t_{нз} - t_n} \right). \quad (6)$$

Все эти формулы содержат величину Δt_p , которая непосредственно зависит от E в соответствии с формулой (2).

Таким образом, используя лишь те температуры, которые обычно бывают заданы, и принятый для расчета коэффициент регенерации, можно, применив формулы (1)—(6), определить значения критериев S для всех аппаратов (секций) пастеризационной (стерилизационной) установки. Если известны коэффициенты теплопередачи, то определение размеров теплопередающей поверхности не представит никаких затруднений.

Глава II

ПОТОЧНЫЕ АППАРАТЫ С ВРАЩАЮЩИМИСЯ РАБОЧИМИ ОРГАНАМИ

Общие сведения

Среди аппаратуры, применяемой для тепловой обработки жидкостей, широкое распространение получили поточные аппараты с вращающимися рабочими органами.

При изучении теплообмена основное внимание уделяется определению коэффициента теплоотдачи и установлению его зависимости от различных факторов: скорости жидкости, режима течения, геометрических размеров аппарата, вида и температуры жидкости и др.

В общем случае коэффициент теплоотдачи зависит от большого числа переменных и может быть представлен как

$$\alpha = f(v, \eta, \lambda, \rho, c, t, t_{cm}, l_1, l_2, l_3, \dots).$$

Здесь

v — скорость жидкости;

η — коэффициент динамической вязкости;

λ — теплопроводность;

ρ — плотность;

c — теплоемкость;

t — температура жидкости;

t_{cm} — температура поверхности нагрева;

l_1, l_2, l_3 — геометрические размеры.

Из факторов, оказывающих влияние на теплообмен, остановимся на режимах течения жидкости, так как ими определяется механизм переноса тепла. При ламинарном режиме элементарные струйки жидкости движутся параллельно друг другу. Передача тепла при этом осуществляется в основном путем теплопроводности. При турбулентном режиме перенос тепла осуществляется конвекцией внутри турбулентного ядра и путем теплопроводности в ламинарном пограничном слое. При любой скорости турбулентного ядра всегда существует ламинарный пограничный слой, прилегающий к стенке и в ряде случаев оказывающий существенное влияние на интенсивность теплообмена.

Величина пограничного слоя больше у жидкости, имеющей большую вязкость. При тепловой обработке вязких жидкостей пограничный слой оказывает существенное влияние на интенсивность теплообмена, так как термическое сопротивление этого слоя по сравнению с термическим сопротивлением турбулентного ядра оказывается определяющим. В связи с этим возникает задача по возможности снизить тормозящее влияние на тепловой процесс пограничного слоя. На величину этого слоя заметное влияние оказывает степень турбулизации движущегося потока жидкости.

Различают два вида турбулентности: искусственную и естественную. Как отмечает А. А. Гухман, при движении жидкости по каналам с гладкими и шероховатыми стенками турбулентность неодинакова, хотя потоки имеют одни и те же значения критерия Рейнольдса. В первом случае турбулентность устанавливается естественно, во втором — искусственно. Для создания устойчивого турбулентного режима широкое применение находит искусственная турбулизация жидкости путем перемешивания ее мешалками, использования вставок различных конфигураций и других устройств, обеспечивающих интенсификацию тепловых процессов.

Как показывают опытные данные, при искусственной турбулизации критические значения критерия Рейнольдса, определяющие границу между ламинарным и начинающимся турбулентным движением, существенно отличаются от критических значений при естественной турбулизации.

Устойчивый турбулентный поток при перемешивании жидкости мешалками можно получить при значениях $Re_{\mu} \approx 50 \div 120$, в то время как при течении жидкости по прямому трубопроводу установившийся турбулентный режим наступает при $Re \approx 10000$. В связи с этим перемешивание жидкости широко используется как средство интенсификации тепловых процессов.

В пищевой и химической промышленности находят широкое применение аппараты с обычными мешалками и аппараты с вращающимися турбулизаторами для обработки жиров, высокожирных сливок, сиропов, паст, смесей для мороженого и других вязких жидкостей. Рабочие органы таких аппаратов выполнены в виде лопастных или ножевых турбулизаторов. Лопастной турбулизатор состоит из барабана-вытеснителя или вала с закрепленными на нем по всей длине лопастями. Специфической особенностью лопастных турбулизаторов является наличие незначительного зазора между наружными кромками лопастей и внутренней поверхностью рабочего цилиндра. Теплообменные аппараты с такими турбулизаторами являются более эффективными по сравнению с аппаратами, снабженными обычными мешалками. Более широкое применение для тепловой, механической и других обработок находят аппараты с ножевыми турбулизаторами.

Конструктивные особенности основных узлов аппаратов с вращающимися турбулизаторами

Аппараты с ножевыми и лопастными турбулизаторами имеют одну или несколько секций, являющихся основными частями аппарата. В большинстве случаев секция состоит из двух концентрически расположенных труб: внутренней — рабочего цилиндра —

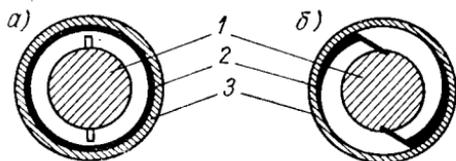


Рис. 12. Принципиальное устройство секции трубчатого аппарата: *а* — с лопастным турбулизатором; *б* — с ножевым турбулизатором;

1 — вал с турбулизатором; 2 — слой намерзшего продукта; 3 — рабочий цилиндр

и наружной — цилиндра-рубашки (рис. 12). В некоторых случаях турбулизатор и корпус аппарата имеют форму усеченного конуса. В кольцевом пространстве между наружным и внутренним цилиндрами аппарата движется рабочая среда — тепло- или хладоноситель. Для интенсификации теплоотдачи со стороны рабочей среды в ряде

аппаратов в кольцевом пространстве имеется шнековая лента, образующая винтовой канал (рис. 13). Установка шнековой ленты целесообразна в тех случаях, когда теплохладоносителем является жидкость — вода или рассол. Внутри рабочего

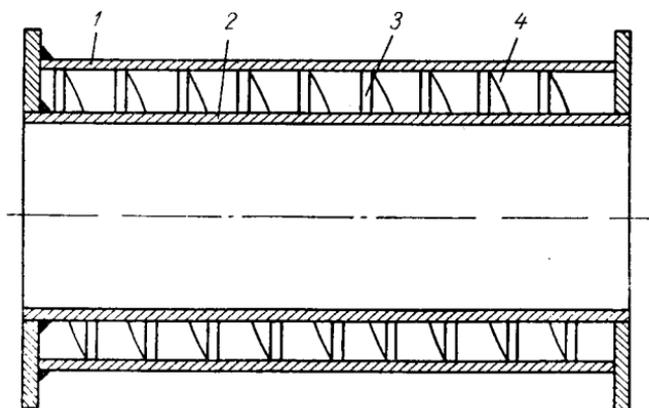


Рис. 13. Секция трубчатого аппарата с винтовым каналом для теплохладоносителя:

1 — рубашка для теплохладоносителя; 2 — рабочий цилиндр; 3 — шнековая лента; 4 — винтовой канал

цилиндра расположен ножевой или лопастной турбулизатор. Поперечное сечение вала-вытеснителя часто бывает круглой формы с выемками для ножей и без таковых.

По конструктивной форме ножи турбулизатора подразделяются на уголкового, шибберные и плоские. В свою очередь, некоторые

из них, например плоские ножи, подразделяются на сплошные и с окнами — выемками.

В 1956 г. в ЦНИИМСе для охлаждения высокожирных сливок использовали маслообразователь с прямыми шибберными ножами, расположенными в радиальных пазах барабанов-вытеснителей и скользящими по охлаждаемой поверхности цилиндра под действием пружин и центробежной силы. Позднее сотрудник этого же института А. Виноградов провел сравнительные исследования шибберных и плоских жестко закрепленных ножей. Были применены шибберные ножи двух разновидностей: с косыми прорезями на режущей кромке ножа и с круглыми отверстиями. Плоские ножи вдоль режущей кромки имели щель для прохода продукта. В результате проведенных исследований было установлено, что наиболее высокий коэффициент теплопередачи имел место при работе маслообразователя с шибберными ножами, имеющими на режущей кромке косые прорезки. Однако необходимо отметить, что в исследованиях не использовались плоские шарнирно закрепленные ножи, обеспечивающие интенсивный теплообмен при обработке вязких жидкостей.

Широкое применение в аппаратах нашли плоские ножи. В настоящее время в двух- и трехцилиндровых маслообразователях, в ряде фризеров и в других аппаратах применяются плоские сплошные ножи.

По способу крепления ножи подразделяются на жестко закрепленные и откидные. Откидные ножи крепятся шарнирно и при вращении вала центробежной силой откидываются к поверхности рабочего цилиндра, поэтому их часто называют центробежными. Во всех современных скребковых аппаратах, применяемых для обработки вязких жидкостей, используются откидные ножи.

Рабочие цилиндры скребковых аппаратов изготавливаются из различных материалов: нержавеющей стали, никеля, углеродистой стали, углеродистой стали с хромированной рабочей поверхностью. В отечественной промышленности для изготовления рабочих цилиндров скребковых аппаратов применяется главным образом нержавеющая сталь и реже — углеродистая сталь без покрытия и с хромовым покрытием рабочей поверхности. Как показали исследования работы фризеров с рабочим цилиндром из нержавеющей стали (1Х18Н9Т) и из углеродистой стали (сталь 10) с хромированной внутренней поверхностью, в аппаратах, работающих при тепловых потоках $45\,000\text{--}70\,000\text{ вт/м}^2$, термическое сопротивление стенки рабочего цилиндра оказывает влияние на коэффициент теплопередачи аппарата. При этом увеличение коэффициента теплопередачи во фризере с хромированным цилиндром, по мнению Н. Г. Савиновского и Г. М. Дезента, объясняется также и уменьшением адгезии (прилипаемости) продукта к хромовому покрытию.

Аппараты с вертикальным расположением рабочего органа

Для подогревания молока перед сепарированием, для его пастеризации и высокотемпературной пастеризации сливок широко применяются пастеризаторы с вращающимися турбулизаторами. На рис. 14 показан разрез пастеризатора с вращающимся лопастным турбулизатором барабанного типа ОПМ-0,6. Обрабатываемая

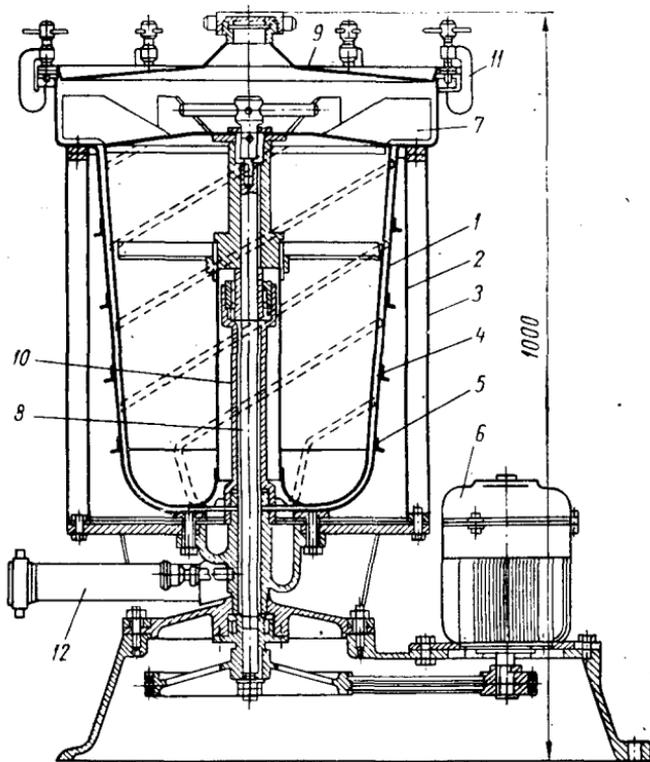


Рис. 14. Аппарат с лопастным турбулизатором с односторонним обогревом

жидкость подается в патрубок 12, откуда она поступает в раструб, прикрепленный к нижней части резервуара 1. Из раструба жидкость поступает в нижнюю часть резервуара, где захватывается лопастями вращающегося турбулизатора 4 и поднимается слоем около 5 мм кверху. Лопастей высотой 2—3 мм расположены на боковой поверхности вытеснительного барабана и идут снизу вверх по спирали. В верхней части турбулизатора приварены лопатки 7, выбрасывающие жидкость через напорный патрубок. Сверху резервуар закрывается крышкой 9 с помощью специальных струб-

дин 11. Турбулизатор устанавливается на вертикальный вал 8, помещенный в трубу 10. На наружной поверхности резервуара приварены слезниковые кольца 5, которые обеспечивают отвод с поверхности корпуса конденсата, образующегося при работе, и одновременно усиливают жесткость конструкции. Резервуар имеет паровую рубашку 2 с предохранительным клапаном. По ус-

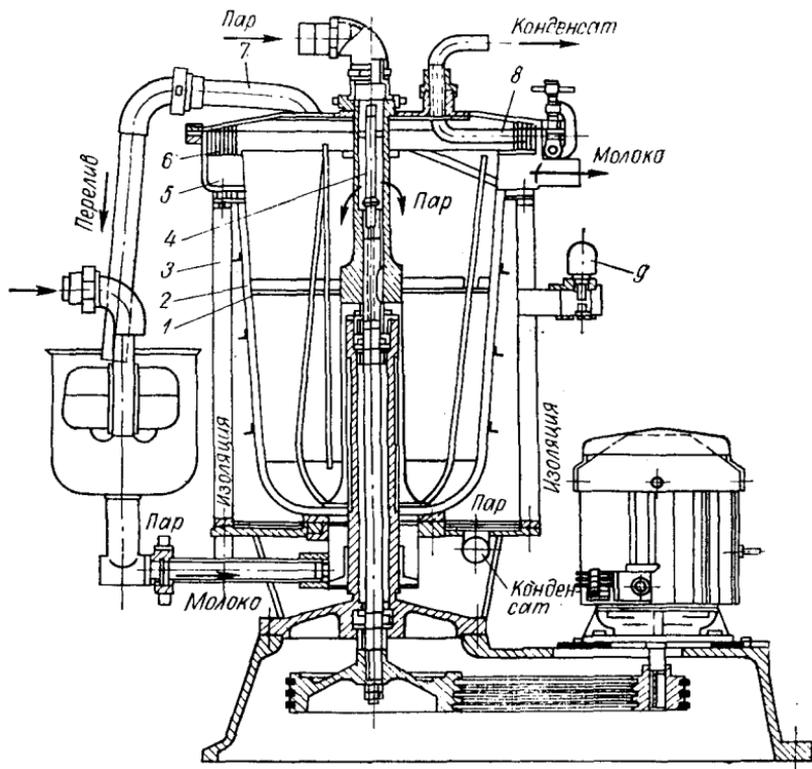


Рис. 15. Аппарат с лопастным турбулизатором с двусторонним обогревом:

- 1 — лопастной турбулизатор; 2 — резервуар; 3 — паровая рубашка; 4 — вал;
5 — лопатки; 6 — сборник конденсата; 7 — переливная труба; 8 — трубка
для отвода конденсата; 9 — предохранительный клапан

ловиям техники безопасности, а также для сокращения тепловых потерь снаружи поверхность корпуса надет кожух 3. Турбулизатор вращается внутри резервуара, получая вращение от электродвигателя 6 через клиноременную передачу.

В качестве теплоносителя в пастеризаторах с лопастными турбулизаторами применяют насыщенный пар с давлением около 1,5 бар.

В целях повышения производительности пастеризаторы ОПМ-0,6 реконструировали, использовав вытеснительный

барабан в качестве греющей поверхности. У реконструированных пастеризаторов пар поступает не только в рубашку, но и во внутрь вытеснительного барабана. Благодаря этому в пастеризаторах с двусторонним обогревом при тех же размерах аппарата греющая поверхность увеличилась примерно вдвое. Устройство пастеризатора с двусторонним обогревом типа ОПД показано на рис. 15. Принцип действия аппарата ОПД аналогичен работе аппарата ОПМ-0,6, конструктивное различие заключается в устройстве для подвода пара и вывода конденсата из вытеснительного барабана.

Центральная втулка вытеснительного барабана удлинена, и верхняя часть ее имеет вид трубки, через которую в барабан поступает пар. Образующийся внутри вытеснительного барабана конденсат под действием центробежной силы поднимается вверх по конической стенке и выходит в кольцевой зазор, откуда отводится по изогнутой поворачивающейся трубке 8 наружу. В сборнике 6 должен быть слой конденсата, преграждающий выход пара из вытеснительного барабана. С увеличением расстояния между стенкой сборника 6 и концом трубки 8 возрастает слой вращающегося конденсата, что позволяет повысить давление пара в вытеснительном барабане. Однако увеличивать толщину слоя конденсата больше длины лопаток нельзя, так как в этом случае внутри барабана стал бы задерживаться конденсат, замедляя теплообмен. На крышке аппарата имеется переливная труба 7, которая предотвращает попадание обрабатываемой жидкости в конденсат. Подачу пара в лопастной турбулизатор 1 и рубашку 3 регулируют вентилями. В остальном аппарат ОПД устроен так же, как и аппарат ОПМ-0,6.

Основные показатели аппаратов ОПМ-0,6 и ОПД приведены в табл. 3.

Таблица 3

Показатели	ОПМ-0,6	ОПД
Поверхность нагрева в m^2	0,6	1,2
Производительность в л/ч при нагревании:		
сливок от 5 до 85° С	500	1000
молока от 5 до 85° С	1000	2000
» от 40 до 85° С	2000	4000
Число оборотов лопастного турбулизатора в минуту	366	366
Потребляемая мощность в $kвт$	1,1	1,1
Вес аппарата в $кг$	260	320
Габариты в $мм$:		
длина	1100	1200
ширина	650	702
высота	1020	1266

Расчет аппаратов с вертикальным рабочим органом

Для контрольных расчетов коэффициентов теплоотдачи при пастеризации сливок и смеси мороженого в аппаратах с барабанными турбулизаторами Г. А. Кук рекомендует следующую формулу по определению коэффициента теплоотдачи от стенки к жидкости:

$$\alpha = 0,00675 \frac{\lambda v}{v} \cdot \frac{Pr_{cm}}{2 + Pr_{cm}}.$$

Для вязких жидкостей (сливки, смеси для мороженого и др.), у которых $\frac{Pr_{cm}}{2 + Pr_{cm}} \rightarrow 1$, формула может быть представлена как

$$\alpha \approx 0,00675 \frac{\lambda v}{v},$$

где v — коэффициент кинематической вязкости при средней температуре потока в $m^2/сек$;

Pr_{cm} — критерий Прандтля при температуре пограничного слоя.

Точное значение численного множителя, входящего в формулу, может быть найдено только после детального исследования процесса теплоотдачи в упомянутых аппаратах.

Производительность аппарата зависит от поверхности нагрева, начальной и конечной температуры обрабатываемой жидкости, конструкции турбулизатора и ряда других факторов. Определяют производительность аппарата G в $кг/ч$ по формуле

$$G = \frac{KF \Delta t}{c (t_k - t_n)},$$

где K — коэффициент теплопередачи в $вт/м^2 \cdot град$;

F — поверхность нагрева в $м^2$;

Δt — средняя логарифмическая разность температур между паром в рубашке и нагреваемой жидкостью;

c — теплоемкость нагреваемой жидкости в $дж/кг \cdot град$;

t_k, t_n — конечная и начальная температура жидкости в $град$.

Для ориентировочных расчетов можно рекомендовать следующие значения коэффициентов теплопередачи:

При нагреве молока от 5 до 40° С	2100—2300
То же » 5 » 85° С	2700—2900
» » 40 » 85° С	3100—3500
При нагреве сливок » 40 » 90° С	2100—2300

Расход пара на нагрев обрабатываемой жидкости (D в $кг/ч$) может быть определен по формуле

$$D = \frac{Gc (t_k - t_n)}{(i - c_{кт} t_{конд}) \eta_T},$$

где i — теплосодержание пара в дж/кг ;
 $t_{\text{конд}}$ — температура отходящего конденсата в град ;
 η_T — тепловой к. п. д. аппарата, учитывающий тепловые потери, равный 0,9—0,95;
 c_k — теплоемкость конденсата в $\text{дж/кг}\cdot\text{град}$.

При вращении лопастного турбулизатора обрабатываемая жидкость приобретает постоянную угловую скорость и образует параболоид вращения. Глубину параболоида H в м определяют по формуле

$$H = \frac{v_0^2}{2g} = \frac{4\pi^2 n^2 R^2}{2g},$$

где v_0 — окружная скорость вращения турбулизатора в м/сек ;
 g — ускорение силы тяжести в м/сек^2 ;
 n — число оборотов турбулизатора в об/сек ;

R — максимальный радиус лопастей турбулизатора в м.

Зная число оборотов турбулизатора и его максимальный радиус, можно определить высоту подъема жидкости h_0 в м:

$$h_0 = \frac{\omega^2}{2g} (R^2 - r_0^2),$$

где ω — угловая скорость вращения жидкости в рад/сек ;
 r_0 — расстояние от патрубка до центра крышки в м.

Минимальное значение r_0 равно расстоянию от патрубка переливной трубы, по которой избыток обрабатываемой жидкости сливается в приемную воронку, до центра крышки аппарата.

Параболоид вращения оказывает давление на крышку и на боковую поверхность резервуара аппарата.

Давление на крышку аппарата p в н/м^2 рассчитывают по формуле

$$p = \frac{302h_0^2 \rho}{\omega^2},$$

где ρ — объемная плотность жидкости в кг/м^3 .

Сила, приложенная к крышке аппарата со стороны жидкости, достигает 2000 H и может сорвать крышку, поэтому крепление и уплотнение крышки должны быть надежными.

Давление на боковую поверхность резервуара p в н/м^2 определяют по формуле

$$p = \frac{\rho \omega^2}{2} (R^2 - r_0^2).$$

Мощность, затрачиваемая на вращение мешалки, складывается из мощности N_k , затрачиваемой на сообщение жидкости

кинетической энергии, и мощности N_c , затрачиваемой на преодоление сопротивлений движению мешалки.

Мощность N_k в *квт* определяют по формуле

$$N_k = \frac{G}{3600 \cdot 102} \cdot \frac{v^2}{2g},$$

где v — скорость, обрабатываемой жидкости на выходе из аппарата в *м/сек*.

Мощность N_c можно определить из следующей критериальной зависимости:

$$Eu_m = \chi Re_m^m,$$

где

$$Eu_m = \frac{N_c}{\rho n^3 d^5}; \quad Re_m = \frac{\rho n d^2}{\eta}.$$

Здесь Eu_m — критерий Эйлера для мешалок;

Re_m — критерий Рейнольдса для мешалок;

ρ — объемная плотность жидкости в *кг/м³*;

n — число оборотов турбулизатора в *об/сек*;

d — диаметр турбулизатора в *м*;

η — коэффициент динамической вязкости в *н·сек/м²*;

χ — коэффициент;

m — показатель степени.

Коэффициент χ и показатель степени m определяют опытным путем.

Аппараты с горизонтальным расположением рабочего органа

Для тепловой обработки молока, сливок, жиров, соков, вин, смесей для мороженого и других жидкостей применяются поточные аппараты с горизонтальным расположением рабочего органа. Например, для охлаждения соков и вин используют поточный двухсекционный охладитель с обычной двухлопастной мешалкой. Устройство секции охладителя показано на рис. 16.

В аппаратах с ножевыми турбулизаторами теплообмен протекает более интенсивно по сравнению с аппаратами, снабженными обычными перемешивающими устройствами, в результате непрерывного снятия ножами с теплопередающей поверхности пленки обрабатываемой жидкости, оказывающей в ряде случаев существенное влияние на теплоотдачу. При этом ножевые турбулизаторы не только счищают с поверхности пленку, но и осуществляют турбулизацию пограничного слоя. Особенно эффективно применение аппаратов с ножевыми турбулизаторами в тех случаях, когда происходит охлаждение вязких жидкостей с намерзанием их на охлаждающей поверхности рабочего цилиндра или нагревание с образованием пригара.

В зависимости от назначения такие аппараты используются для различных целей. Чаще всего они применяются для нагрева и охлаждения вязких жидкостей. В некоторых случаях аппараты с ножевыми турбулизаторами используются не только для тепловой обработки жидкости, но и для других целей. Тогда они имеют специальные названия. Например, аппараты, предназначенные для тепловой и механической обработки высокожирных сливок при поточном производстве сливочного масла в отечественных линиях, в линии фирмы «Черри Баррел» и др., называются маслообразователями.

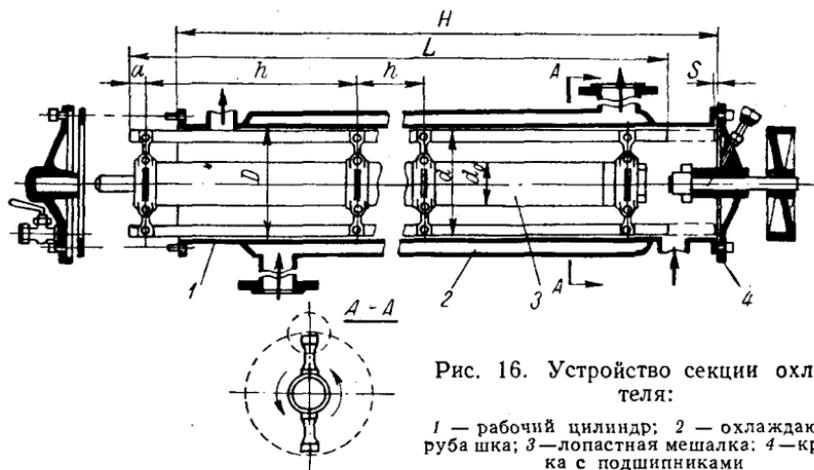


Рис. 16. Устройство секции охладителя:

1 — рабочий цилиндр; 2 — охлаждающая рубашка; 3 — лопастная мешалка; 4 — крышка с подшипниками

Еще более сложный комплекс операций осуществляется в аппаратах, применяемых для обработки смесей мороженого. В этих аппаратах производят охлаждение, замораживание и взбивание смеси. Такой комплекс операций называется фризерованием, а аппараты, предназначенные для обработки смесей, — фризерами. Необходимо отметить, что в некоторых фризерах ножевой турбулизатор сочетается с мешалками различной формы. Во фризерах непрерывного действия обработка смеси осуществляется поточно в кольцевом пространстве между валом рабочего органа и морозильным цилиндром. Холодильный агент поступает в рубашку между наружным и морозильным цилиндрами. По количеству цилиндров фризера непрерывного действия бывают одно- и многоцилиндровые.

В установках «Ленинград» осуществляют измельчение и плавление мягкого пищевого жирсырья. Установка состоит из секции двухвинтового рушителя-вытеснителя с сетчатой перегородкой и секции плавителя. Плавитель включает в себя горизонтальный рабочий цилиндр с паровой рубашкой и турбулизатор с винтовыми лопастями. Сырье в плавителе за счет тепла рубашки и вращения турбулизатора нагревается и быстро плавится. Производитель-

ность установки — 800—1000 кг/ч. Разработана такая же установка производительностью 500—650 кг/ч.

Для первичного оплавления жиромассы перед фильтрацией применяют плавитель жира П-1. Он состоит из рабочего цилиндра с паровой рубашкой. Внутри цилиндра вращается турбулизатор, представляющий собой полый вал, на наружной поверхности которого смонтирована шнековая лента. В процессе работы аппарата жиромасса перемещается шнековой лентой по кольцевому зазору, образованному валом турбулизатора и рабочим цилиндром. При прохождении через плавитель жиромасса нагревается от внутренней поверхности цилиндра, обогреваемого паром.

Техническая характеристика плавителя жира П-1

Производительность в кг/ч	500
Поверхность нагрева в м ²	1,01
Число оборотов турбулизатора в минуту	242
Температура жиромассы в °С:	
начальная	20
конечная	70
Габариты в мм:	
длина	1700
ширина	455
высота	988
Вес в кг	223

Конструкция плавителя жира П-2, предназначенного для нагревания и расплавления жиромассы, отличается от плавителя жира П-1 устройством турбулизатора. У плавителя жира П-2 турбулизатор представляет собой пустотелый вал, на наружной поверхности которого имеются заборная шнековая лента и перемешивающие ребра. На подводящем паропроводе установлен регулятор прямого действия для поддержания температуры плавления в заданном режиме.

Техническая характеристика плавителя жира П-2

Производительность в кг/ч	500
Поверхность нагрева в м ²	1,01
Температура жиромассы в °С:	
начальная	60
конечная	95
Число оборотов турбулизатора в минуту	242
Электродвигатель:	
мощность в кВт	1,0
число оборотов вала в минуту	930
Габариты в мм:	
длина	1752
ширина	640
высота	896
Вес в кг	440

Для охлаждения животных жиров и других вязких жидкостей отечественная машиностроительная промышленность изготавливает аппараты марки «ФОЖ-Нева» (рис. 17). Аппарат состоит из трех последовательно соединенных рабочих цилиндров. Снаружи на

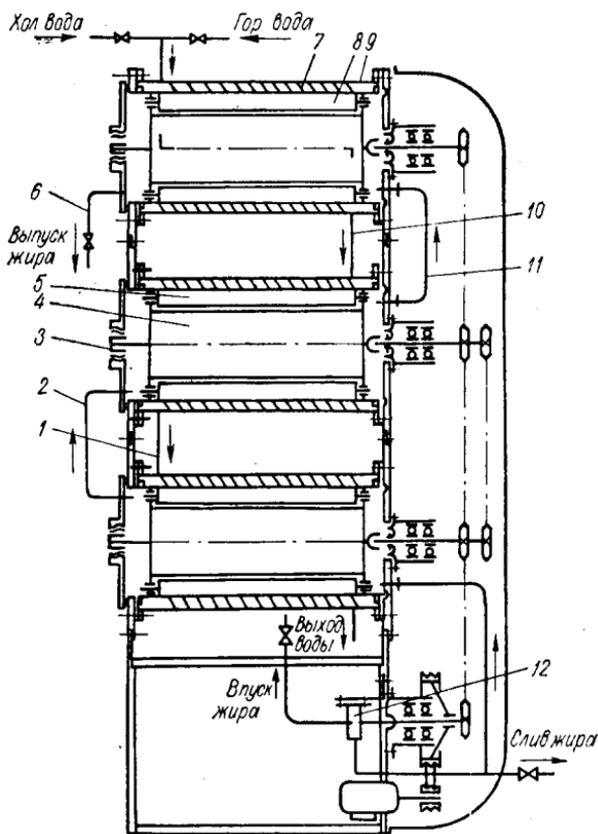


Рис. 17. Охладитель «ФОЖ-Нева»:

1, 10 — трубы для хладоносителя; 2, 11 — трубы для продукта; 3 — цапфа вытеснительного барабана; 4 — вытеснительный барабан; 5 — ножи; 6 — труба для выхода продукта; 7 — спиральная лента; 8 — рабочий цилиндр; 9 — кожух; 12 — насос

цилиндры надеты цилиндрические кожухи. В кольцевых пространствах между кожухами и рабочими цилиндрами расположены шнековые ленты, при помощи которых образованы спиралеобразные каналы для движения охлаждающей жидкости. Внутри рабочих цилиндров расположены вытеснительные барабаны с откидными ножами. При вращении барабанов под действием центробежной силы ножи прижимаются к внутренней поверхности рабочих

цилиндров и срезают с нее намерзший слой охлаждаемого продукта.

Продукт (жир) насосом 12 направляется в зазор между рабочим цилиндром 8 и вытеснительным барабаном 4 нижней секции и последовательно проходит через все три секции. Охлаждение продукта осуществляется холодной водой или рассолом, поступающим в охлаждающую рубашку верхней секции и выходящим из рубашки нижней секции. При охлаждении продукта возможно его застывание на внутренней поверхности рабочего цилиндра. Ножи 5 срезают застывший слой продукта и перемешивают его с основной массой, благодаря чему осуществляется стабильная работа аппарата и интенсифицируется теплообмен.

Для охлаждения и механической обработки высокожирных сливок при производстве сливочного масла применяются двух- и трехцилиндровые охладители (ДОМ и ТОМ). Работа этих аппаратов мало отличается от работы рассмотренных выше. Продукт охлаждается в них последовательно холодной водой и рассолом.

Техническая характеристика двухцилиндрового аппарата ДОМ

Производительность в кг/ч	300—350
Число оборотов барабана в минуту	150
Внутренний диаметр рабочего цилиндра в мм	315
Длина цилиндра в мм	710
Поверхность охлаждения в м ²	1,3
Габариты в мм:	
длина	1000
ширина	500
высота	1500
Потребляемая мощность в квт	1,8

Трехцилиндровый аппарат отличается от двухцилиндрового числом цилиндров, габаритными размерами, устройством привода и потребляемой мощностью.

Для охлаждения жира и маргариновой эмульсии применяют также охладители с ножевыми турбулизаторами типа «Вотатор» и «Комбинатор». Установка типа «Вотатор» имеет несколько секций, в которых горячий жир охлаждается вначале водой, а в последующих секциях — хладагентом. Такие установки строятся на производительность 1350—4500 кг/ч.

Для охлаждения животных жиров, а также при выработке сливочного масла поточным способом в линиях «Альфа Лаваль» и для обработки других вязких жидкостей применяются трубчатые аппараты со спиралеобразными лопастными турбулизаторами.

Для охлаждения животных жиров в отечественной мясной промышленности наиболее широкое распространение получили горизонтальные трубчатые четырехцилиндровые поточные аппараты со спиралеобразными лопастными турбулизаторами марки ОЖ. За рубежом для этих же целей применяют аппараты

аналогичной конструкции марки «Титан». Эти аппараты имеют преимущества перед охладителями типа «котел с мешалкой» или барабанного типа, заключающиеся в том, что в них при охлаждении жир не соприкасается с воздухом, а размер тепловых потерь меньше.

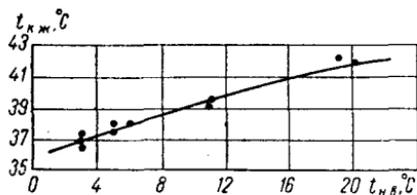


Рис. 18. Изменение конечной температуры жира $t_{к.ж}$ от начальной температуры хладоносителя $t_{н.в}$ при $t_{н.ж} = 75 \div 76^\circ\text{C}$ и $m = 1,50 \div 1,55$

Исследования четырехцилиндровых охладителей, проведенные Л. К. Николаевым, позволили выявить некоторые своеобразные условия теплообмена в этих аппаратах при охлаждении жидкостей с изменением агрегатного состояния вещества. Анализ опытных данных показывает, что даже большие колебания температуры охлаждающей воды на входе (от 3 до 20° С) изменяют температуру

жира на выходе лишь на 4—5° С (рис. 18). Это явление можно объяснить тем, что при более низкой температуре хладагента намерзший слой жира, оказывающий существенное влияние на процесс теплообмена при охлаждении жира, имеет большую толщину,

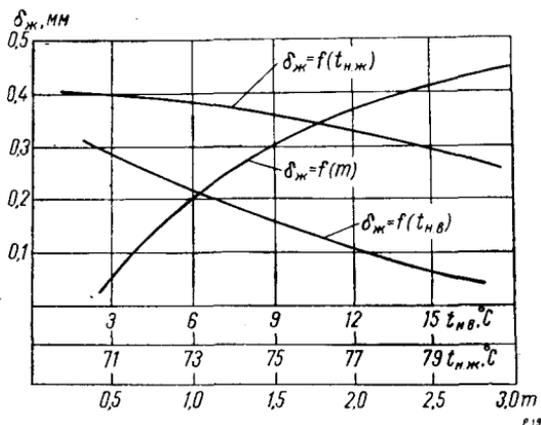


Рис. 19. Зависимость $\delta_{ж}$ от $t_{н.в}$, $t_{н.ж}$ и m

чем в случае охлаждения жира водой с более высокой температурой. Поэтому дальнейшее снижение температуры воды не дает должного эффекта.

Изменение толщины намерзшего слоя жира $\delta_{ж}$ в зависимости от начальной температуры воды $t_{н.в}$ и кратности расхода ее m , а также от начальной температуры жира $t_{н.ж}$ показано на рис. 19. С увеличением расхода охлаждающей воды при более интенсивной теплоотдаче хладоносителя увеличивается $\delta_{ж}$, повышая термиче-

ское сопротивление этого слоя настолько, что увеличение теплоотдачи водой почти сводится на нет. Поэтому расходовать охлаждающую воду целесообразно до определенных пределов. Как показывают расчетные данные, оптимальный режим работы трубчатого охладителя имеет место при $m = 1,5 \div 2,0$ (табл. 4).

Таблица 4

Количество охлажденного жира в кг/ч	Кратность расхода воды m	Температура в °C				Коэффициент теплопередачи K в $\text{вт}/\text{м}^2\cdot\text{град}$
		жира		воды		
		начальная $t_{н.ж}$	конечная $t_{к.ж}$	начальная $t_{н.в}$	конечная $t_{к.в}$	
1146	0,51	71	43	3	29,5	165
1150	1,51	70	35	3	14	196
1155	2,02	70	34	3	11,5	200
1140	3,0	71	32	3	9,5	210

При меньшем значении m можно достичь удовлетворительных значений коэффициентов теплопередачи K . Однако в этом случае температура жира на выходе будет сравнительно высокой. Наибольшие величины K отмечены при $t_{н.в} = 15 \div 20^\circ \text{C}$. Как и в пре-

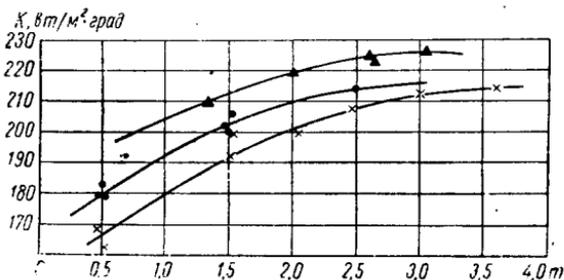


Рис. 20. Зависимость K от m и $t_{н.ж}$:

▲ — $t_{н.ж} = 79 \div 80^\circ \text{C}$; ● — $t_{н.ж} = 75 \div 76^\circ \text{C}$;
× — $t_{н.ж} = 70 \div 71^\circ \text{C}$

дыдущих случаях, увеличение K происходит в основном благодаря изменению толщины намерзшего слоя жира.

Резкое изменение K наблюдается при повышении кратности расхода воды от 0,5 до 2 (рис. 20). Однако дальнейшее ее увеличение дает лишь незначительное изменение коэффициента теплопередачи.

Установленные зависимости позволяют сделать следующие выводы:

коэффициент теплопередачи мало зависит от начальной температуры хладоносителя;

при больших колебаниях температуры и кратности расхода хладоносителя конечная температура охлаждаемого жира изменяется незначительно;

применять кратность расхода воды больше или меньше, чем 1,5—2, нецелесообразно;

величина K при кратности расхода охлаждающей воды, равной 2, и изменении начальной температуры жира от 70 до 80° С находится в пределах от 200 до 220 $вт/м^2 \cdot град$.

Анализ тепловых процессов в трубчатых охладителях жира с лопастными турбулизаторами показывает, что теплообмен в этих аппаратах определяется толщиной намерзшего слоя жира и коэффициентами теплоотдачи от жира и хладоносителя. Для интенсификации теплообмена необходимо уменьшить долю этих термических сопротивлений в общем сопротивлении.

Расчет аппаратов с горизонтальным рабочим органом

При расчете поточного двухсекционного охладителя с двухлопастной мешалкой можно воспользоваться расчетными зависимостями, полученными А. А. Ерофеевым и П. В. Епифановым при охлаждении виноградного сока и воды до $-1 \div -2^\circ \text{С}$. Геометрические характеристики секции охладителя следующие (рис. 16): $H = 3000 \text{ мм}$; $L = 2974 \text{ мм}$; $D = 254 \text{ мм}$; $d = 240 \text{ мм}$; $d_0 = 96 \text{ мм}$; $\frac{H}{d} = 12,5$; $h = 470 \text{ мм}$; $S = 13 \text{ мм}$; $a = 100 \text{ мм}$.

Для определения коэффициента теплоотдачи Ерофеев и Епифанов рекомендуют расчетное уравнение вида

$$Nu = 0,0136 Re_u^{0,62} Re^{0,46} Pr^{0,5} \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{2,45},$$

где $Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}$ — критерий Нуссельта;

$Re_u = \frac{nd^2}{\nu}$ — критерий Рейнольдса для мешалок;

$Re = \frac{vD}{\nu}$ — критерий Рейнольдса со средней аксиальной скоростью потока в кольцевом сечении охладителя;

η — коэффициент динамической вязкости жидкости при средней температуре ее в секции;

η_{cm} — коэффициент динамической вязкости жидкости при средней температуре стенки охлаждающего цилиндра.

Значения физических констант берутся при средней температуре обрабатываемой жидкости в охладителе. Расчетное уравнение справедливо в следующих пределах изменений критериев и симплексов: $Re = 800 \div 8000$, $Re_u = 5 \cdot 10^4 \div 3 \cdot 10^5$, $Pr = 8 \div 30$, $\frac{\eta}{\eta_{cm}} = 0,7 \div 0,95$. Сравнительно высокий показатель степени

(2,45) у симплекса $\frac{\eta}{\eta_{cm}}$ Ерофеев и Епифанов объясняют более резким изменением вязкости жидкости вблизи точки ее замерзания по сравнению с изменением вязкости при повышенных температурах.

Анализ теплообмена в аппаратах с ножевыми турбулизаторами показывает, что α в основном зависит от физических свойств жидкости, оборотов вала n , осевой скорости течения жидкости v и геометрических характеристик (длины рабочего цилиндра l , диаметра D , величины зазора между нижней кромкой ножа и поверхностью вала h , ширины ножа b и поперечного сечения вала f), а также от числа ножей z и угла установки их β (рис. 21).

В общем виде критериальную зависимость при постоянных значениях z и β можно представить так:

$$Nu = \chi Re^m Pr^y V^l \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^g \Gamma_h^k \Gamma_l^p \Gamma_b^e,$$

где

$$Re = \frac{v D_3}{\nu} \text{ — критерий Рейнольдса;}$$

$$V = \frac{n D_3}{v} \text{ — комплекс, выражающий отношение окружной скорости ножевого турбулизатора к осевой скорости жидкости;}$$

$$Pr = \frac{\nu}{a} \text{ — критерий Прандтля;}$$

$$\Gamma_h = \frac{h}{D_3}, \Gamma_l = \frac{l}{D_3}; \Gamma_b = \frac{b}{D_3} \text{ — симплексы геометрического подобия;}$$

D_3 — эквивалентный диаметр;

l — активная длина теплопередающей поверхности рабочего цилиндра, равная длине ножа турбулизатора.

Постоянный коэффициент уравнения χ и показатели степени m , y , i , g , k , p и l определяются опытным путем.

Влияние на теплообмен каждого критерия и симплекса следует определять экспериментально. Путем обработки опытных данных Л. К. Николаев получил расчетное уравнение

$$Nu = 0,303 Re^{0,96} V^{0,57} Pr^{0,54} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \left(\frac{h}{D_3} \right)^{0,19} \left(\frac{l}{D_3} \right)^{-0,12} \left(\frac{b}{D_3} \right)^{0,04}.$$

Показатель степени y отношения $\frac{Pr}{Pr_{cm}}$ не определялся и принят равным 0,25 в соответствии с рекомендацией М. А. Михеева. Графическая обработка опытных данных представлена на рис. 22 в виде зависимости $K'_0 = Nu V^{-0,57} Pr^{-0,54} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{-0,25} \left(\frac{h}{D_3} \right)^{-0,19} \times$

$\times \left(\frac{l}{D_3}\right)^{0,12} \left(\frac{b}{D_3}\right)^{-0,04}$ от числа Re. Критериальная зависимость справедлива в следующих интервалах значений критериев и симплексов: $Re = 6,0 \div 38,9$; $V = 8,2 \div 123,7$; $Pr = 250 \div 816$; $\frac{Pr}{Pr_{cm}} = 0,44 \div 0,74$; $\frac{h}{D_3} = 0,25 \div 0,40$; $\frac{b}{D_3} = 0,35 \div 0,70$; $\frac{l}{D_3} = 6,0 \div 14,8$.

А. Ф. Кулачинский при определении коэффициента теплоотдачи в горизонтальном цилиндрическом теплообменнике со шнекокребковыми турбулизаторами рекомендует следующую зависимость, полученную при проведении исследо-

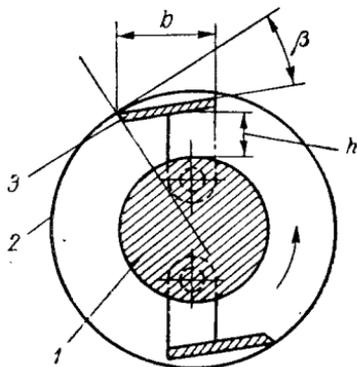


Рис. 21. Схема аппарата с ножевым турбулизатором:

1 — вал-вытеснитель; 2 — рабочий цилиндр; 3 — нож

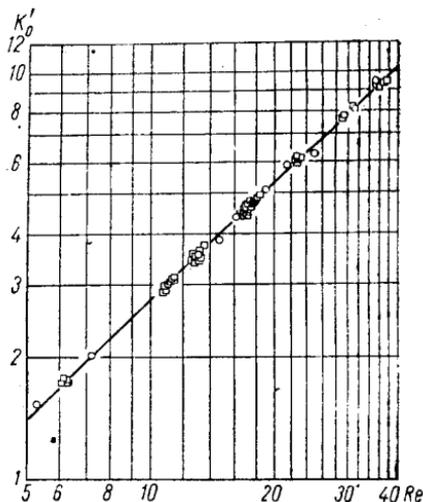


Рис. 22. Обобщенная зависимость по теплообмену для аппаратов с ножевыми турбулизаторами:

○ — жир свиной; □ — масло турбинное 22

ваний по нагреванию в аппарате воды и сливок:

$$Nu = 13,1 Re_{\epsilon}^{0,44} Pr^{0,33} \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}}\right)^{0,14} \left(\frac{D-d}{D}\right)^{0,35}.$$

Теплопередачу в аппаратах с вращающимися ножевыми турбулизаторами при охлаждении маргариновой эмульсии исследовал И. В. Никонов.

Для случая, когда теплообмен протекает без застывания обрабатываемой жидкости на охлаждающей поверхности рабочего цилиндра, температурное поле в пристенном ламинарном слое определяется дифференциальным уравнением

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 \theta(x, \tau)}{\partial x^2},$$

где $\theta(x, \tau) = t - t_{cm}$ — избыточная температура точки пристенного слоя, отстоящей от охлаждающей поверхности на расстоянии x , через время τ , отсчитанное от момента образования слоя;

t — температура точки пристенного слоя;

t_{cm} — температура охлаждающей поверхности;

a — температуропроводность обрабатываемой жидкости.

Если при решении этого уравнения считать, что температура всех точек пристенного слоя в начальный момент соприкосновения с охлаждающей поверхностью одинакова и равна температуре обрабатываемой жидкости t_0 в рассматриваемом сечении аппарата, а также предположить, что температура пристенного слоя бесконечно малой величины, соприкасающегося с охлаждающей поверхностью, $t(0, \tau) = t_{cm}$, то t_{cm} постоянна во времени.

При таком допущении

$$\theta(x, \tau) = (t_0 - t_{cm}) \operatorname{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{a\tau}} \right),$$

где $\operatorname{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{a\tau}} \right)$ — интеграл ошибок Гаусса.

За время $d\tau$ количество тепла, проходящее через поверхность в 1 м^2 при $x = 0$,

$$\begin{aligned} dq &= \lambda \frac{\partial \theta(x, \tau)}{\partial x} d\tau = \lambda (t_0 - t_{cm}) \left\{ \frac{\partial}{\partial x} \left[\operatorname{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{a\tau}} \right) \right] \right\}_{x=0} d\tau = \\ &= \frac{\lambda (t_0 - t_{cm})}{\sqrt{\pi a \tau}} d\tau, \end{aligned}$$

где λ — теплопроводность обрабатываемой жидкости.

За время τ количество тепла, отданное пристенным слоем

$$q = \int_0^{\tau} \frac{\lambda (t_0 - t_{cm})}{\sqrt{\pi a \tau}} d\tau = 2\lambda (t_0 - t_{cm}) \sqrt{\frac{\tau}{\pi a}}.$$

Тогда среднее значение коэффициента теплоотдачи

$$\alpha = \frac{q}{\tau (t_0 - t_{cm})} = \frac{2\lambda}{\sqrt{\pi a \tau}}.$$

Подставив в эту формулу значения $a = \frac{\lambda}{c\rho}$ и $\tau = \frac{l}{60nz}$ (продолжительность существования слоя), получим

$$\alpha = 8,74 \sqrt{\lambda c \rho n z},$$

где n — число оборотов ножевого турбулизатора;
 z — число ножей;
 c — теплоемкость пристенного слоя обрабатываемой жидкости;
 ρ — плотность обрабатываемой жидкости.

Определение коэффициента теплоотдачи по полученной формуле возможно при условии, если толщина пристенного слоя больше глубины Δ , в которой происходит изменение температуры. Глубина зоны рассчитывается по формуле

$$\Delta = 0,7 \sqrt{\frac{\lambda}{c\rho n z}} . .$$

Необходимо также отметить, что формула Никонова не учитывает влияния конструктивной формы турбулизатора, осевой скорости течения обрабатываемой жидкости, которая в случае не очень большой вязкости начинает влиять на теплообмен, и других факторов. В связи с этим формулу Никонова можно использовать лишь для случаев тепловой обработки достаточно вязких жидкостей.

Скеленд, Оливер и Тук исследовали теплообмен в поточных аппаратах с ножевыми турбулизаторами при охлаждении воды, глицерина и глицеридных масел А и В. В качестве хладагента применялся аммиак. Получена следующая эмпирическая формула:

$$Nu = \chi Pr^y \left[\frac{(D_t - D_b) v \rho}{\eta} \right] \left(\frac{D_t n}{v} \right)^{0,62} \left(\frac{D_b}{D_t} \right)^{0,55} z^{0,53},$$

где v — линейная осевая скорость охлаждаемой жидкости в м/сек.

В зависимости от величины критерия Прандтля коэффициент χ и показатель степени y имеют следующие значения: при $Pr = 5 \div 70$ $\chi = 0,039$ и $y = 0,70$; при $Pr = 1000 \div 4000$ $\chi = 0,014$ и $y = 0,96$.

В случае намерзания обрабатываемой жидкости на охлаждающей поверхности С. Г. Чуклин рекомендует следующие зависимости.

Толщина намерзшего слоя обрабатываемой жидкости $\delta_{ж}$ в м

$$\delta_{ж} = \left[\frac{\theta - t_2}{\alpha_1 (t_{np} - \theta)} - \left(\frac{\delta_m}{\lambda_m} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \right] \lambda_{ж},$$

где θ — температура плавления твердой фазы жидкости, которая приближенно принимается равной температуре замораживания жидкости в град;

t_2 — средняя температура охлаждающей жидкости в град;

α_1 — коэффициент теплоотдачи от охлаждаемой жидкости к стенке в $вт/м^2 \cdot град$;

- $t_{np} = t_1 + t_{эжв}$ — приведенная температура в град;
 t_1 — средняя температура охлаждаемой жидкости в град;
 $t_{эжв}$ — эквивалентная температура охлаждаемой жидкости, означающая нагрев жидкости в результате перехода механической энергии в тепловую при работе перемешивающего устройства, в град;
 δ_m — толщина стенки охлаждающего цилиндра в м;
 λ_m — теплопроводность стенки в $вт/м \cdot град$;
 α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающей жидкости в $вт/м^2 \cdot град$;
 $\lambda_{жс}$ — теплопроводность намерзшего слоя жидкости в $вт/м \cdot град$.

При намерзании обрабатываемой жидкости на стенках рабочего цилиндра коэффициент теплопередачи определяется по формуле

$$K = \frac{\theta - t_2}{(t_1 - t_2) \left(\frac{\delta_{жс}}{\lambda_{жс}} + \frac{\delta_m}{\lambda_m} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}.$$

Исследование тепловых процессов в аппаратах с ножевыми турбулизаторами значительно усложняется, когда обработка продукта сопровождается изменением агрегатного состояния. Поэтому для этого случая теплообмена расчетные зависимости почти отсутствуют. Ниже приводятся результаты экспериментальных исследований при охлаждении животных жиров с изменением агрегатного состояния продукта в аппаратах с ножевыми турбулизаторами. Данные, полученные при охлаждении жиров в аппаратах с ножевыми турбулизаторами (рис. 12, б), сопоставляются с результатами исследований по охлаждению жиров в аппарате с лопастным турбулизатором (рис. 12, а).

Зависимость коэффициента теплопередачи K от вида турбулизатора, толщины кольцевого зазора для прохождения продукта S и числа оборотов турбулизатора n представлена графически на рис. 23. Из рисунка следует, что при охлаждении жира в аппарате с лопастным турбулизатором K с увеличением n от 150 до 680 $об/мин$ изменяется от 112 до 264 $вт/м^2 \cdot град$. Низкий коэффициент объясняется наличием намерзшего слоя жира на внутренней стенке цилиндра, не счищаемого наружными кромками лопастей мешалки.

При охлаждении жира в аппарате с ножевыми турбулизаторами K заметно изменяется в зависимости от S при числе оборотов турбулизатора 150—200 $об/мин$. При более высоких n ножевого турбулизатора не наблюдается заметного влияния S на K . Объясняется это тем, что при охлаждении часть намерзшего слоя жира плавится за время между последовательными прохождениями ножей. Это происходит за счет конвективного теплового потока,

поступающего на замерзший слой охлаждаемого жира, и тем быстрее, чем интенсивнее тепловой поток. Так как последний при прочих постоянных факторах интенсивнее в зазоре меньшей толщины, то средняя толщина намерзшего слоя жира меньше у охладителя с меньшим кольцевым зазором. Однако это различие в конвективных потоках при разных зазорах сопоставимо с общим тепловым балансом лишь при 150—200 об/мин. С достижением валом

$K, \text{Вт/м}^2\text{-град}$

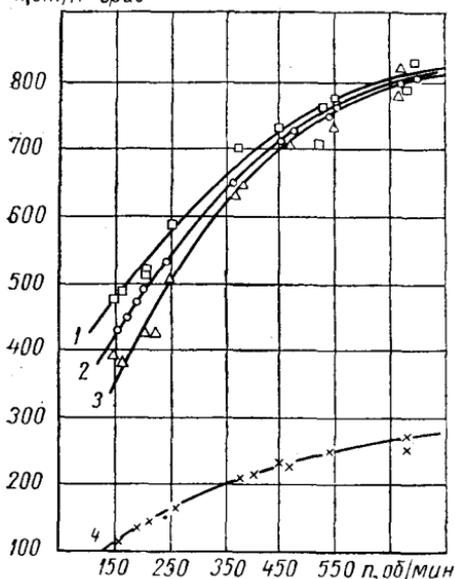


Рис. 23. Зависимость K от n и S при охлаждении жиров:

- 1, 2, 3 — ножевой турбулизатор; 4 — лопастной турбулизатор;
 1 — $S = 7$ мм; 2 — $S = 12,2$ мм; 3 — $S = 17,2$ мм; 4 — $S = 12,2$ мм

разрушению ламинарного пограничного слоя.

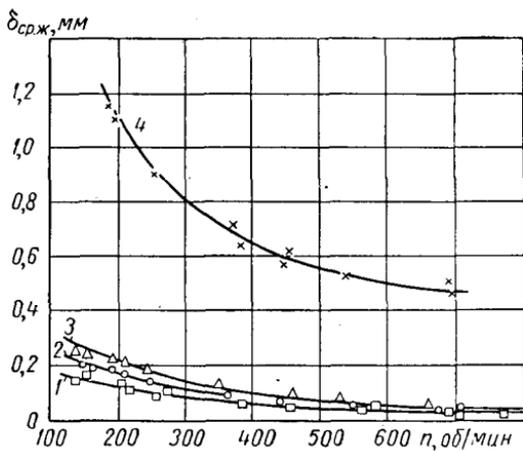
Зависимость средней толщины намерзшего слоя $\delta_{ср.ж}$ от вида турбулизатора, числа его оборотов и величины кольцевого зазора показана на рис. 24. Существенная разница в значениях $\delta_{ср.ж}$ имеется при работе с лопастными и ножевыми турбулизаторами. Так, при 143—150 об/мин в охладителе с ножевым турбулизатором $\delta_{ср.ж}$ меньше в 7,5 раза, чем в охладителе с лопастным турбулизатором, а при 700 об/мин — в 13—14 раз.

Зависимости, представленные на рис. 23, позволяют также анализировать тепловые явления при охлаждении жира, связанные с изменением толщины намерзшего слоя $\delta_{ср.ж}$. Так, из рис. 23 следует, что с увеличением n разница в значениях коэффициентов для ножевого и лопастного турбулизаторов увеличивается и

400 об/мин и выше толщина зазора не оказывает заметного влияния на интенсивность теплообмена. В результате при 400 об/мин и выше K для исследуемых величин кольцевого зазора имеет значения, которые с некоторым приближением можно расположить на одной кривой графика. Это существенно для практики и позволяет сознательно подойти к выбору оптимальной величины зазора.

Из рис. 23 следует, что применение ножей обеспечивает увеличение K более чем в три раза по сравнению с лопастями. Значительный рост K имеет место при возрастании n от 143 до 370—400 об/мин, что достигается в основном благодаря непрерывному срезанию ножами, скользящими по охлаждающей поверхности цилиндра, намерзшего слоя жира и

Рис. 24. Зависимость $\delta_{ср.ж}$ от n и S при охлаждении жиров. Обозначения см. на рис. 23



$A, \text{квт} \cdot \text{ч/т}$

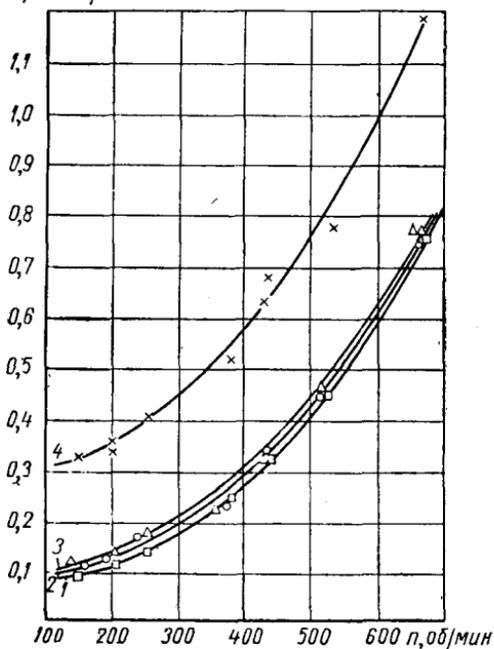


Рис. 25. Зависимость A от n и S при охлаждении жиров. Обозначения см. на рис. 23

кривые расходятся. Заметно изменяется $\delta_{ср. э}$ в зависимости от толщины кольцевого зазора в охладителе с ножевым турбулизатором при 150—200 об/мин. Это различие в величине $\delta_{ср. э}$ и обуславливает в основном изменение интенсивности теплообмена (рис. 23).

Энергетические затраты на вращение ножевых и лопастных турбулизаторов приведены на рис. 25. Кривые показывают изменение удельных энергетических затрат A в зависимости от скорости вращения турбулизатора и толщины кольцевого зазора. Из графика следует, что при использовании ножевого турбулизатора с увеличением кольцевого зазора с 7 до 17,2 мм удельный расход энергии при 143—150 об/мин возрастает на 18—20%. С увеличением скорости вращения разница в удельном расходе энергии при изменении толщины кольцевого зазора уменьшается и при 500—600 об/мин составляет 3—5%. Резко увеличивается удельный расход энергии при работе охладителя с лопастным турбулизатором. По сравнению с ножевым турбулизатором при 143—150 об/мин его величина возрастает на 300—360%.

Производительность двухсекционного теплообменника G в кг/ч определяется по формуле

$$G = \frac{F(K_n \Delta t_{ср. н} + K_v \Delta t_{ср. в})}{c_1(t_n - t) + c_2(t - t_k)},$$

где F — поверхность охлаждения в m^2 ;
 K_n, K_v — коэффициенты теплопередачи нижней и верхней секций теплообменника в $вт/m^2 \cdot град$;
 $\Delta t_{ср. н}, \Delta t_{ср. в}$ — средняя разность температур между продуктом и хладоносителем в нижней и верхней секциях в $град$;
 c_1, c_2 — теплоемкость продукта перед кристаллизацией жира и в период кристаллизации в $дж/кг \cdot град$;
 t_n, t, t_k — температура продукта при входе в нижнюю секцию, перед кристаллизацией жира и при выходе готового продукта из последней секции теплообменника в $град$.

По аналогичному принципу может быть построена формула и для трехцилиндрового теплообменника.

Потребляемая теплообменником энергия N в $квт$ расходуется на работу ножей $N_1 = Plzv$ и на обработку продукта $N_2 = \pi D l \frac{v^2}{b} \eta$ и определяется по формуле

$$N = N_1 + N_2 = \frac{Plzv}{102} + \frac{\pi D l \eta v^2}{102b},$$

где P — усилие среза в $кг/м$;
 l — длина цилиндра в $м$;
 v — окружная скорость ножей в $м/сек$;
 b — толщина слоя продукта в $м$.

Глава III

ТРУБЧАТЫЕ АППАРАТЫ И УСТАНОВКИ

Устройство и принцип действия

Трубчатые подогреватели, пастеризаторы, стерилизаторы и охладители с давних пор применяются на предприятиях пищевой промышленности для тепловой обработки жидкостей.

Конструкции трубчатых аппаратов разнообразны, но чаще всего они выполняются в виде стальных, как правило, горизонтально расположенных цилиндров длиной 1—3 м. На торцах их имеются трубные решетки, в которых завальцованы концы помещенных в цилиндре теплопередающих трубок, выполненных из нержавеющей стали. В зависимости от производительности и назначения аппаратов используют трубки диаметром от 44 до 20 мм. Однако известны случаи, когда в установках для стерилизации молока используются трубки диаметром 8—10 мм. С наружной стороны трубных решеток прикреплены диски с овалообразными вырезами, соединяющими концы каждой двух или нескольких рядом расположенных трубок и служащими для направления потока продукта из одних трубок в другие. Эти диски закрываются крышками с резиновыми прокладками. В цилиндры аппаратов подается пар, горячая вода или хладоноситель, заполняющие все межтрубное пространство.

Корпус теплообменника изолируется и покрывается наружным кожухом. На рис. 26 показан одноцилиндровый трубчатый пастеризатор ПТ-1, пастеризующий сливки при температуре 85—90° С. Для увеличения производительности изготавливают аппараты с несколькими цилиндрами, причем применяют ступенчатое нагревание. Сначала подогревают продукт горячей водой, а для окончательного нагрева используют водяной пар.

Основным недостатком трубчатых аппаратов является то, что практически невозможно с обеих сторон трубы обеспечить равную интенсивность теплоотдачи. Нередко, стремясь интенсифицировать теплоотдачу с наружной стороны труб, в межтрубное пространство помещают специальные перегородки, благодаря которым увеличивается скорость циркулирующей в цилиндре жидкости. Иногда

Для этой цели применяют наружное оребрение труб. В случае, когда используют паровой обогрев и теплоотдача со стороны пара достаточно велика, применяют всевозможные турбулизирующие вставки для интенсификации теплоотдачи к движущимся внутри труб продукту. Интенсификация теплообмена в трубчатых аппаратах достигается благодаря организации тонкослойного движения жидкостей в зазоре между помещенными одна в другую трубками.

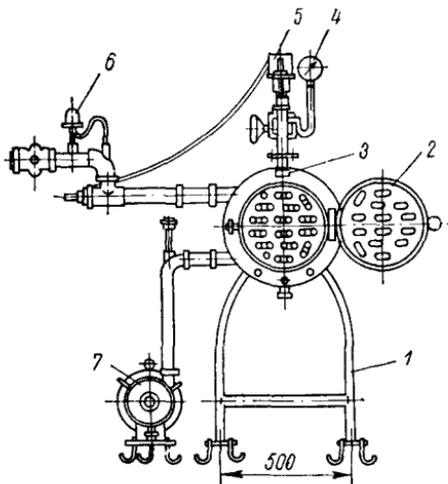


Рис. 26. Одноцилиндровый трубчатый пастеризатор ПТ-1:

1 — станция; 2 — крышка; 3 — корпус;
4 — манометр; 5 — регулятор давления пара;
6 — дистанционный термометр;
7 — центробежный насос

На рис. 27 представлен трубчатый стерилизатор для пищевых жидкостей. Стерилизатор изготовлен в виде нескольких змеевиков из вставленных одна в другую труб. Изготовление таких аппаратов осуществляется гибкой каждой пары труб после того, как вода, заполняющая межтрубное пространство, замерзнет. Стерилизатор весьма компактен. Он содержит две полусекции регенерации тепла и секцию стерилизации. Продукт с температурой 5°C входит в кольцевой зазор второй полусекции регенерации. Навстречу ему движется продукт из первой регенеративной полусекции, его температура равна 110°C . В результате теплообмена холодный продукт во второй полусекции нагревается до 65°C , а горячий охлаждается до 30°C . Подогретый продукт направляется в гомогенератор, который продавливает его через остальные секции стерилизатора. После гомогенизации продукт движется по кольцевому зазору первой полусекции, где нагревается до 110°C от продукта с температурой 135°C , идущего по центральной трубе из стерилизационной секции, который при этом охлаждается до 110°C и поступает во вторую регенеративную полусекцию. В стерилизаторе продукт движется по кольцевому зазору. Во избежание пригара скорость движения продукта поддерживается около 5 м/сек , а его давление на $5 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$ выше давления пара.

Стерилизатор моют методом безразборной мойки. Благодаря тому, что трубы стерилизатора изогнуты в виде спирали, оказалось возможным достичь коэффициента регенерации тепла $E = 0,81$, т. е. 81% необходимого для стерилизации тепла возвращается горячим продуктом холодному и лишь 19% необходимо подводить извне. Вообще говоря, в трубчатых аппаратах весьма трудно

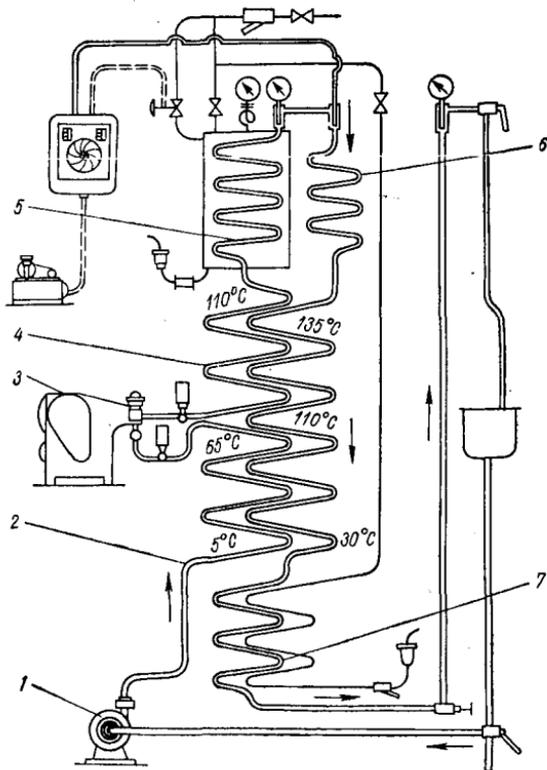


Рис. 27. Змеевиковая трубчатая стерилизационная установка:

1 — насос; 2 — вторая полусекция регенерации; 3 — гомогенизатор; 4 — первая полусекция регенерации; 5 — стерилизатор; 6 — выдерживатель; 7 — подогреватель

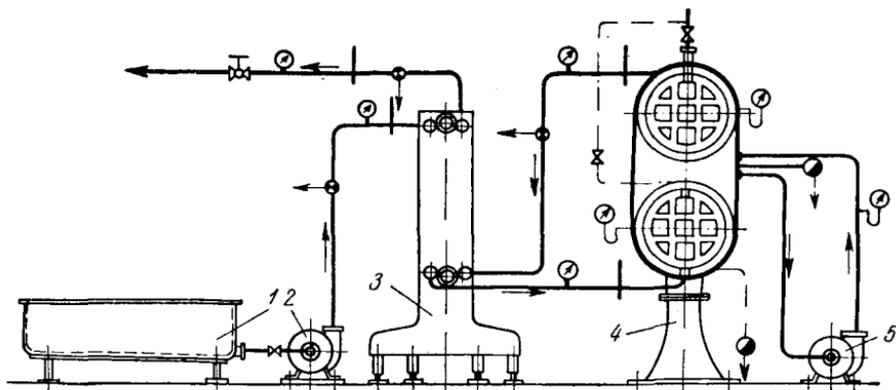


Рис. 28. Трубчатый стерилизатор с пластинчатым регенератором тепла

осуществить такую хорошую регенерацию из-за резкого увеличения размеров регенератора в связи с ростом коэффициента регенерации, поэтому часто в трубчатых стерилизационных установках в качестве регенератора тепла используют пластинчатый теплообменный аппарат, как это показано на рис. 28.

Сырой непастеризованный продукт из приемной ванны 1 насосом 2 направляется в пластинчатый регенератор 3, где частично нагревается. Из регенератора он поступает в двухцилиндровый стерилизатор 4. Стерилизованный продукт насосом 5 направляется в регенератор для охлаждения.

Теплоотдача и гидравлическое сопротивление трубчатых теплообменных аппаратов

Теплоотдача к протекающей внутри труб жидкости

В трубчатых теплообменниках возможны три режима движения жидкости: ламинарный, переходный и турбулентный. В случае, если числа Рейнольдса Re меньше 2000, режим ламинарный, а при $Re > 10\ 000$ — турбулентный.

Для вычисления теплоотдачи при ламинарном движении жидкостей в трубах Грэцем и Нуссельтом выполнено теоретическое решение, которое очень хорошо аппроксимируется интерполяционной формулой Хаузена

$$Nu \left(\frac{\eta_{cm}}{\eta} \right)^{0,14} = 3,65 + \frac{0,0668 \operatorname{RePr} \frac{D}{L}}{1 + 0,045 \left(\operatorname{RePr} \frac{D}{L} \right)^{\frac{1}{3}}},$$

где $Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}$ — число Нуссельта; α — коэффициент теплоотдачи в $вт/м^2 \cdot град$; λ — коэффициент теплопроводности жидкости в $вт/м \cdot град$; D — внутренний диаметр трубы в $м$;

L — длина трубы в $м$;
 $Re = \frac{vD}{\nu}$ — число Рейнольдса; v — скорость движения жидкости по трубе в $м/сек$; ν — кинематический коэффициент вязкости жидкости в $м^2/сек$;

$Pr = \frac{\nu}{a}$ — число Прандтля; a — коэффициент температуропроводности жидкости в $м^2/сек$;

η, η_{cm} — коэффициенты динамической вязкости жидкости при средних температурах жидкости и стенки в $н \cdot сек/м^2$.

Первое слагаемое формулы соответствует минимальному значению комплекса слева от знака равенства, имеющему место за

участком гидродинамической стабилизации, второе слагаемое учитывает улучшение теплоотдачи, вызванное турбулизацией потока на входе в трубу.

Более удобной для вычислений является формула Зидера и Тейта

$$\text{Nu} = 1,86 \left(\text{RePr} \frac{D}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{0,14}. \quad (7)$$

Наиболее простой формулой для вычисления теплоотдачи при переходном режиме является формула Бэма

$$\text{Nu} = \frac{1}{300} \text{RePr}^{0,37}.$$

Широко известны формулы Михеева для турбулентного режима, начиная от $\text{Re} > 10\,000$,

$$\text{Nu} = 0,021 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{cm}} \right)^{0,25} \quad (8)$$

и формула Хаузена, учитывающая влияние входного участка на теплоотдачу,

$$\text{Nu} \left(\frac{\eta_{cm}}{\eta} \right)^{0,14} = 0,116 \left[1 + \left(\frac{D}{L} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \left(\text{Re}^{\frac{2}{3}} - 125 \right) \text{Pr}^{\frac{1}{3}},$$

справедливая для чисел Re от 2300 до 150 000.

Теплообмен в трубах и каналах тесно связан с гидродинамикой в них. Установлено, что интенсификация теплообмена сопровождается повышением гидравлического сопротивления.

Связь между теплоотдачей и сопротивлением может быть представлена интерполяционной формулой Дайслера

$$\text{Nu} = \frac{0,125 \lambda_0 \text{RePr}}{4,5 \sqrt{\lambda_0} \left(\text{Pr}^{\frac{2}{3}} - 1 \right) + 1,07},$$

где λ_0 — коэффициент трения.

Б. С. Петухов показал, что в случае теплообмена с жидкостью с переменными физическими свойствами вычисления по этой формуле, если жидкость нагревается, следует умножить на произведение симплексов

$$\left(\frac{\eta_{cm}}{\eta} \right)^{-0,11} \left(\frac{c_{cm}}{c} \right)^{0,35} \left(\frac{\lambda_{cm}}{\lambda} \right)^{0,33}.$$

Если жидкость охлаждается, то показатель степени у первого симплекса надо изменить на 0,25, влияние остальных симплексов на теплообмен при охлаждении еще не изучено. Формула

Дайслера—Петухова справедлива в интервале значений $10^4 \leq \leq \text{Re} < 10^6$; $0,7 \leq \text{Pr} \leq 200$; $0,08 \leq \frac{\eta_{cm}}{\eta} \leq 40$.

Теплоотдача в трубах с шероховатой внутренней поверхностью при нагревании воздуха была исследована Нуннером, который показал, что независимо от формы элементов шероховатости теплоотдача может быть вычислена по полумпирической формуле

$$\text{Nu} = \frac{0,125 \lambda_{ш} \text{RePr}}{1 + 1,5 \text{Re}^{-\frac{1}{8}} \text{Pr}^{-\frac{1}{6}} \left(\text{Pr} \frac{\lambda_{ш}}{\lambda_0} - 1 \right)},$$

где $\lambda_{ш}$ — коэффициент трения в шероховатой трубе.

На жидкостях формула Нуннера пока еще не проверена. Для определения теплоотдачи при движении жидкости в винтовых змеевиках В. А. Киприков рекомендует формулу

$$\text{Nu} = 0,0416 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4} \left(\frac{D}{R} \right)^{0,21},$$

где R — радиус змеевика в м.

Формула справедлива для $10^4 \leq \text{Re} \leq 4,5 \cdot 10^4$; $\frac{R}{D} = 5-9$; $\frac{L}{D} = 115-373$.

Теплоотдача к жидкостям, омывающим трубы

В случае парового обогрева теплоотдача от конденсирующего пара к пучку горизонтальных труб может быть вычислена по формуле

$$\overline{\text{Nu}}_D = 0,72 (\text{Gr}_{DH} \text{Pr}_H \theta)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{\text{Pr}_H}{\text{Pr}_{cm}} \right)^{0,25}.$$

Если трубы расположены вертикально, то

$$\overline{\text{Nu}} = 1,13 (\text{Gr}_{hH} \text{Pr}_H \theta)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{\text{Pr}_H}{\text{Pr}_{cm}} \right)^{0,25},$$

где Gr_D , Gr_h — критерии Грасгофа, содержащие в качестве определяющего линейного размера диаметр и высоту трубы.

В расчетах по этим формулам критерии Gr_H и Pr_H следует вычислять при температуре насыщения.

При конденсации пара на стенках труб винтовых змеевиков теплоотдача повышается по сравнению с теплоотдачей на горизонтальных трубах. Улучшение теплоотдачи может быть учтено при помощи поправки Г. Г. Шкловера и сотрудников

$$\frac{\alpha}{\alpha_{np}} = 1 + 0,27 \varrho \nu,$$

где α_{np} — коэффициент теплоотдачи от пара к прямым трубам
в $вт/м^2 \text{ град}$;

ρ — плотность пара в $кг/м^3$;

v — скорость пара в $м/сек$.

В случае, когда в межтрубном пространстве движется жидкость и имеются разделительные перегородки, образующие кольцевые проходы для потока жидкости вокруг каждой трубки, можно воспользоваться формулой Лиса и Кнудсена

$$Nu_{D_1} = 0,1625 \left(\frac{D_1 W}{\eta} \right)^{0,67} \left(\frac{L}{l} \right)^{0,35} Pr^{\frac{1}{3}},$$

где D_1 — наружный диаметр труб в $м$;

W — массовая скорость жидкости в $кг/м^2 \cdot сек$;

η — коэффициент динамической вязкости жидкости в $кг/м \cdot сек$;

L — эффективная длина теплообменника в $м$;

l — расстояние между перегородками в $м$.

Тепловой расчет трубчатых аппаратов рекомендуется вести в следующем порядке.

1. Задаться диаметром труб.

2. Выбрать необходимую скорость движения жидкости по трубам.

3. Определить с использованием уравнения неразрывности число труб в ходе, округлив подсчет до целого числа и скорректировав скорость с учетом этого округления.

4. Определить неизвестные температуры и подсчитать среднюю логарифмическую разность температур между средами.

5. Определить расход тепло- или хладоносителя и скорость его движения между трубами (если известно число труб).

6. Определить коэффициенты теплоотдачи с обеих сторон труб.

7. Подсчитать коэффициент теплопередачи по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где K — коэффициент теплоотдачи с обеих сторон стенки трубы;

δ_i, λ_i — толщина и теплопроводность стенки и загрязнений.

8. Определить с использованием видоизмененного уравнения теплового баланса необходимую для завершения теплообмена длину теплопередающей поверхности

$$L = \frac{Dv\rho c (t_2 - t_1)}{4K \Delta t},$$

где $t_2 - t_1$ — разность температур жидкости до и после теплообмена в $град$;

Δt — средняя логарифмическая разность температур в $град$;

D — внутренний диаметр трубы в $м$.

9. Определить число ходов в аппарате, деля L на длину одного хода.

Гидравлическое сопротивление трубчатых теплообменников

Гидравлическое сопротивление теплообменников, препятствующее движению по трубам, складывается из сопротивлений входа и выхода, сопротивлений по длине и сопротивлений поворотов на 180 град.

Сопротивления по длине Δp в n/m^2 определяют по формуле

$$\Delta p = \lambda_0 \frac{L}{D} \rho \frac{v^2}{2}, \quad (9)$$

где ρ — плотность жидкости в $кг/м^3$;

v — скорость ее движения в $м/сек$.

В случае ламинарного движения

$$\lambda_0 = \frac{64}{Re},$$

а при переходном и турбулентном режимах

$$\lambda_0 \left(\frac{\eta_{cm}}{\eta} \right)^n = \frac{1}{(1,82 \lg Re - 1,64)^2},$$

где $n = 0,14$ в случае нагревания и $n = 0,28$ $Pr^{-0,25}$ в случае охлаждения.

Местные сопротивления определяют по формуле

$$\Delta p_m = \zeta_m \rho \frac{v^2}{2}. \quad (10)$$

Значения коэффициентов местных сопротивлений ζ приводятся в справочной литературе.

Сопротивления резких поворотов на 180 град можно подсчитать по формуле (10), определив ζ_{180} по формуле Г. А. Кука и В. М. Мальгина

$$\zeta_{180} = \frac{47}{Re^{0,25}}.$$

Коэффициент сопротивления, учитывающий сопротивления трения и поворотов при движении жидкости в змеевиках, может быть вычислен по формулам В. А. Киприкова:

для $10^4 < Re < 2,1 \cdot 10^4$

$$\zeta = \frac{0,521}{Re^{0,39}} \left(\frac{D}{R} \right)^{0,625};$$

для $2,1 \cdot 10^4 < Re < 4,5 \cdot 10^4$

$$\zeta = \frac{0,22}{Re^{0,1}} \left(\frac{D}{R} \right)^{0,475}.$$

Глава IV

ПЛАСТИНЧАТЫЕ ПАСТЕРИЗАЦИОННО- И СТЕРИЛИЗАЦИОННО-ОХЛАДИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ

Конструктивные особенности и применение пластинчатых аппаратов

Несмотря на ряд достоинств трубчатых пастеризаторов, стерилизаторов и охладителей, они обладают и недостатками, среди которых необходимо отметить следующие:

- 1) сравнительно небольшая поверхность теплопередачи в единице объема аппарата;
- 2) недоступность большей части аппарата для осмотра и чистки;
- 3) невозможность обеспечения равных условий теплоотдачи с внутренней и наружной сторон труб;
- 4) сложность обеспечения теплообмена в тонком слое;
- 5) необходимость увеличения занимаемой аппаратом производственной площади, вызванная потребностью чистки внутренних поверхностей труб;
- 6) низкие коэффициенты теплопередачи при малых скоростях движения жидкости в трубах.

Толчком, сыгравшим положительную роль в совершенствовании конструкций пастеризационных установок, послужил изданный в Великобритании в 1923 г. указ о необходимости длительной пастеризации молока с обязательным последующим бактериологическим контролем. Были предъявлены жесткие требования к регулированию температурного режима пастеризации и бактериологической чистке пастеризационного оборудования. Наиболее прогрессивным в то время считался трубчатый тонкослойный теплообменник с двойными трубами. Однако у таких аппаратов невозможно было производить надежный осмотр и чистку внутренних поверхностей наружных труб. Это натолкнуло конструкторов на мысль о том, что если бы оказалось возможным обе трубы, наружную и внутреннюю, разрезать пополам вдоль всей их длины по внутренней поверхности, то они были бы легко осматриваемы. Это уменьшило бы длину, необходимую для чистки аппарата

ершами. Аппарат занимал бы еще меньше места, если бы удалось эти трубы изогнуть в виде зигзага. Наконец в 1923 г. Зелигману удалось создать первый в мире легкоразборный пластинчатый теплообменник с пластинами канальчатого типа.

На рис. 29, *а* показана одна из первых канальчатых пластин. Такие пластины изготовлялись из толстостенной бронзы. С обеих сторон пластины фрезеровались в виде плоского зигзага дорожки для протекания продукта, а по углам пластины располагались отверстия для входа жидкости в межпластинный канал и выхода из него. Такие пластины в аппарате чередовались с гладкостенными

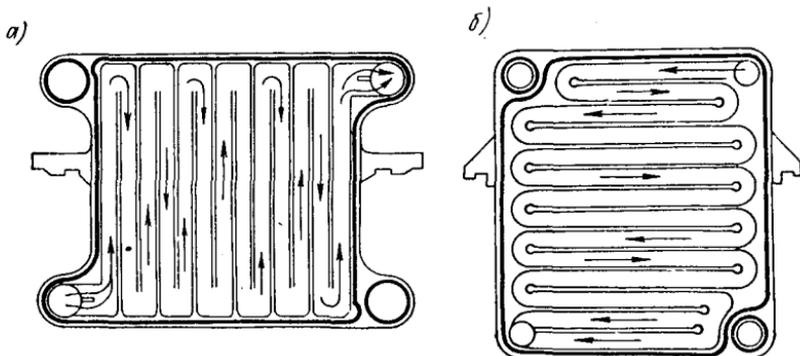


Рис. 29. Канальчатые пластины с фрезерованными (*а*) и со штампованными (*б*) каналами

тонкими промежуточными листами. Жидкости, протекавшие по каналам двух смежных пластин, обменивались теплом через тонкие листы. Пакеты канальчатых и гладких пластин надевались на раму фильтр-пресса и сжимались его винтом. Каждая фрезерованная пластина с обеих сторон окантовывалась резиновым шнуром, который выполнял функции уплотнительной прокладки.

Такая конструкция пастеризационной установки отвечала предъявленным требованиям. Она обеспечивала большую компактность аппарата, сокращала необходимую для обслуживания производственную площадь, а главное — позволяла легко осматривать теплопередающую поверхность пластин и очищать ее.

Необходимо отметить, что первый пластинчатый теплообменник был создан в Германии в конце прошлого столетия, однако родоначальником пластинчатых теплообменников для пищевой промышленности является теплообменник Зелигмана. Дальнейшие усовершенствования разборных пластинчатых теплообменников были направлены главным образом на улучшения конфигурации теплопередающей части пластин, призванные интенсифицировать теплообмен. Принципиально же аппарат остался прежним.

Пластинчатые установки с канальчатыми пластинами

Со времени изобретения первого разборного пластинчатого теплообменника с канальчатыми пластинами прошло 43 года, однако на пищевых предприятиях мира до сих пор работает большой парк теплообменников с канальчатыми пластинами. Некоторые из них выпускаются и в настоящее время. Вслед за пластиной Зелигмана появилось большое количество конструктивно несколько отличных канальчатых пластин. Стремление уменьшить металлоемкость аппаратов привело к появлению штампованных канальчатых пластин, свариваемых точечной сваркой из двух половин. Среди них наиболее распространены в настоящее время пластины «Феникс» (рис. 29, б). Аппараты с такими пластинами до сих пор выпускаются заводами ГДР и применяются в нашей стране главным образом для пастеризации и охлаждения сливок и различных молочных смесей. Основными недостатками этих пластин являются достаточно высокие гидравлические сопротивления вследствие большого числа поворотов на 180° и сравнительно невысокие коэффициенты теплопередачи вследствие неизбежного наличия тонкой воздушной прослойки между сваренными половинами канальчатой пластины. Н. В. Барановский при испытании установки «Феникс» для пастеризации, регенерации и охлаждения молока получил следующие значения коэффициентов теплопередачи: $580 \text{ вт/м}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ в секциях пастеризации и охлаждения и $860 \text{ вт/м}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ в секции регенерации тепла. Эти величины приблизительно соответствуют значениям коэффициентов теплопередачи в трубчатых аппаратах.

Стремление уменьшить гидравлическое сопротивление и улучшить теплообмен привело к созданию штампованной пластины с более длинными прямолинейными участками каналов и меньшим числом поворотов на 180° . На рис. 30 приведена канальчатая пластина типа «Астра», применяемая в отечественных установках ОПВ-1 и в установках «Астра» Р-6 фирмы «Альфа Лаваль».

Применение такой пластины в пастеризационных установках позволило значительно повысить коэффициенты теплопередачи при тех же давлениях в аппарате. По данным Барановского, при пастеризации молока коэффициенты теплопередачи в различных секциях составляют: в секции регенерации тепла $1510 \text{ вт/м}^2 \text{ }^\circ\text{C}$, в секции пастеризации 1690 и в секции охлаждения 1280 .

Техническая характеристика пластины «Астра»

Поверхность теплопередачи	0,2 м ²
Ширина пластины	300 мм
Высота пластины	1025 »
Расстояние между пластинами	5 »
Эквивалентный диаметр	9,45 »
Число вертикальных ходов	3
Число каналов в одном ходе	3

На заводах, производящих овощные и фруктовые соки, и на консервных заводах работают пластинчатые пастеризационные установки «Бертуцци» с канальчатыми пластинами. Эти установки имеют нижнюю неподвижную и верхнюю подвижную прижимные плиты; между ними в горизонтальном положении зажаты поочередно теплопередающие канальчатые пластины и гладкостенные разделительные пластины.

На верхней прижимной плите установлены два бабка для выдерживания пастеризуемого продукта при температуре пастеризации, а также расположены штуцера для подвода холодного сока, холодной и горячей воды.

В пастеризационной установке продукт последовательно проходит через секции регенерации, пастеризации, вновь через секцию регенерации и, наконец, через секцию охлаждения. Теплоноситель — горячая вода — поступает в пастеризационную секцию после подо-

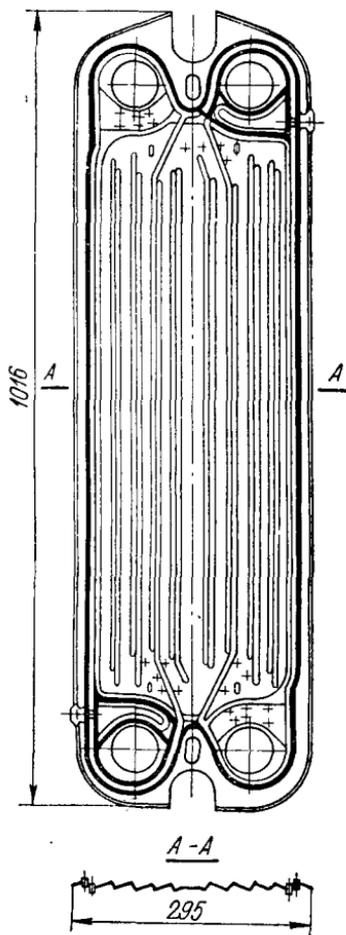


Рис. 30. Канальчатая пластина типа «Астра»



Рис. 31. Канальчатая пластина «Бертуцци»

грева паром в специальном трубчатом теплообменнике.

На рис. 31 изображена круглая канальчатая пластина «Бертуцци». Испытания установки с такими пластинами в Молдавском научно-исследовательском институте пищевой промышленности показали, что аппарат обладает хорошими теплотехническими качествами. Аппарат производительностью $1,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ нагревает виноградный сок от 25 до 90°С . Время выдержки — 30 или

60 сек. Секция регенерации тепла и секция пастеризации имеют поверхность теплопередачи по $1,12 \text{ м}^2$. Коэффициент регенерации $0,55—0,6$. Температура греющей воды $115—120^\circ \text{С}$. Коэффициенты теплопередачи в зависимости от продолжительности работы аппарата изменяются в пределах от 2100 до $1750 \text{ вт/м}^2 \text{ }^\circ\text{С}$.

На рис. 32 представлена линия оборудования «Бертуцци» для тепловой обработки томатного сока. Протертая томатная масса центробежным насосом подается в два параллельно соединенных сепаратора 1. В них из протертой массы отделяется 10% томатной мякоти, причем сок получается прозрачный. После сепарирования масса с пониженным содержанием мякоти поступает в сборный бак 2 и затем подается насосом в деаэратор 3, представляющий собой вертикальный цилиндр; в верхнюю часть цилиндра подается центрифугированная томатная масса, а снизу в него поступает очищенный острый пар, подогревающий томатную массу и вытесняющий из нее воздух. Смесь пара и воздуха удаляется из деаэратора водокольцевым вакуумным насосом. Из деаэратора 20% протертой томатной массы направляется в пластинчатый подогреватель «Бертуцци» 4 и после подогрева расфасовывается в консервную тару. Остальная часть томатной массы подлежит сгущению. В настоящее время насчитывается больше десятка конструктивных разновидностей канальчатых пластин. Все они в принципе аналогичны рассмотренным выше и здесь не приводятся.

Пластинчатые пастеризационные и стерилизационные установки с ленточно-поточными пластинами

На предприятиях пищевой и особенно молочной промышленности больше других распространены пластинчатые установки с ленточно-поточными пластинами.

Потоки жидкости между такими пластинами движутся сплошной широкой лентой между обеими боковыми уплотнительными прокладками от одного углового отверстия к другому, расположенному на противоположном конце пластины. Теплопередающая часть ленточно-поточных пластин имеет рифли, расположенные нормально или под углом по отношению к продольной оси пластин. Форма рифлей самая разнообразная, треугольная синусоидальная, трапецеидальная, трапецеидальная с дополнительным мелким рифлением сторон трапеций и т. д. Пластины собираются в пакеты таким образом, чтобы рифли одной из них заходили в пространства между рифлями другой. Благодаря этому потоки жидкости движутся между пластинами в виде широкой зигзагообразной ленты, при этом достаточно резкие и часто повторяющиеся повороты искусственно турбулизируют потоки и тем самым способствуют даже при малых скоростях движения жидкости повышению интенсивности теплообмена.

На рис. 33 показана схема двухсекционного теплообменника с ленточно-поточными пластинами, предназначенного для

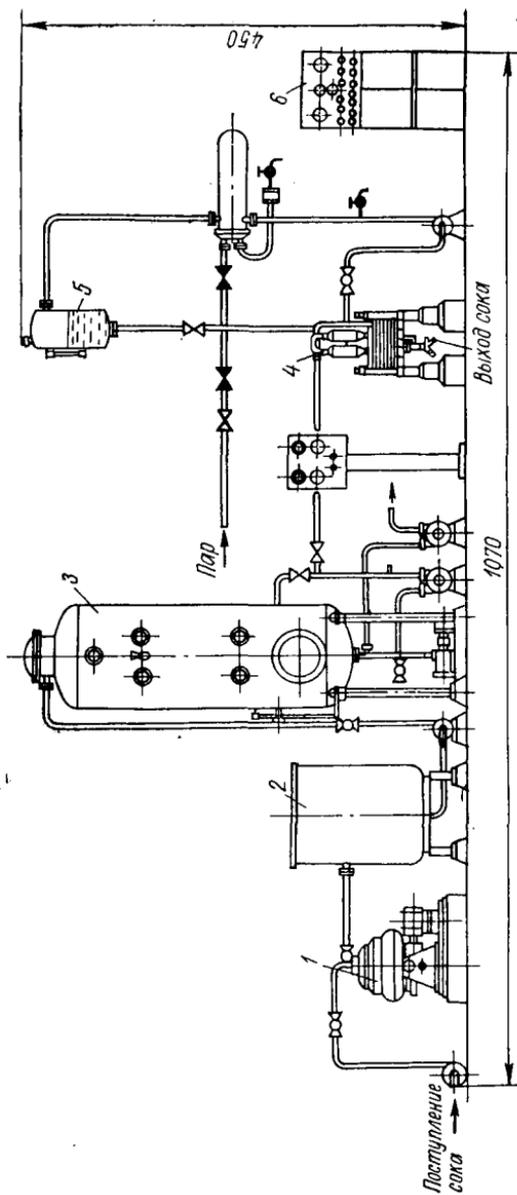


Рис. 32. Линия «Бертуцци» для высокотемпературной обработки соков:

1 — сепаратор; 2 — сборник сока; 3 — деаэрактор; 4 — пластинчатый аппарат; 5 — нагреватель воды; 6 — пульт управления

охлаждения сусла. В первой секции сусло охлаждается водой, а во второй — рассолом. Между секциями находится промежуточная плита со штуцерами для подвода и отвода жидкостей, необходимых для работы обеих секций. В многосекционных аппаратах, как правило, таких плит на единицу меньше числа секций. Все секции, разделяемые промежуточными плитами, собираются в один аппарат и сжимаются между основной его стойкой прижимной плитой специальными винтовыми стяжками.

Промышленность нашей страны выпускает аппараты с ленточно-поточными пластинами, снабженными только треугольными

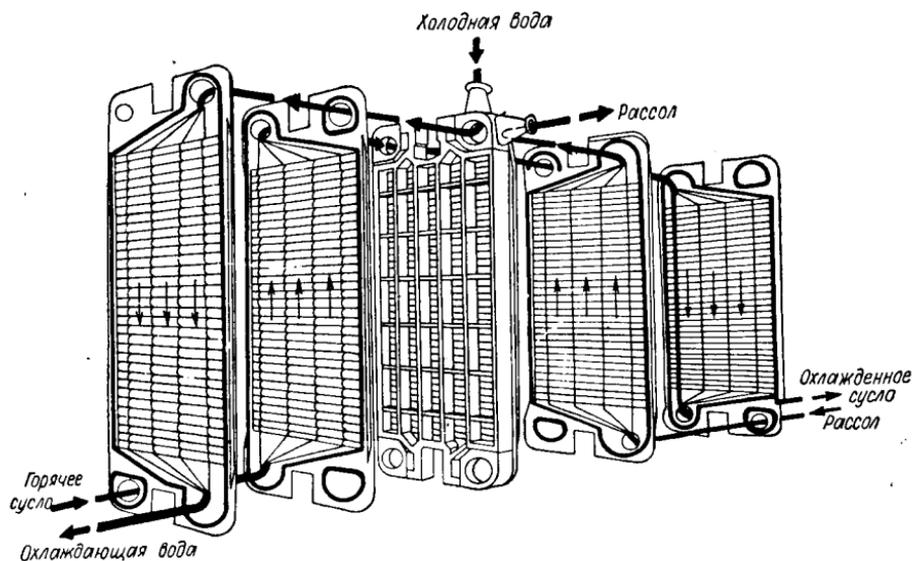


Рис. 33. Схема двухсекционного пластинчатого теплообменника

рифлями. Три типоразмера пластин П-1, П-2 и П-3 (рис. 34) выпускают машиностроительные заводы пищевой промышленности и один — «Уралхиммаш-0,5» — предприятия химической промышленности. В табл. 5 приведены технические данные ленточно-поточных пластин. На базе таких пластин выпускаются нагреватели, охладители, пастеризационно-охладительные установки и другие аппараты для обработки молочных, фруктовых, овощных, винных, пивных жидкостей, яичного меланжа, растительных жиров, супных бульонов и т. д.

Пластины типа П-1, как правило, применяются в установках небольшой производительности (до $5 \text{ м}^3/\text{ч}$), пластины типа П-2 — в установках средней производительности (до $10 \text{ м}^3/\text{ч}$) и пластины остальных типов — в установках повышенной производительности ($15 \text{ м}^3/\text{ч}$ и более).

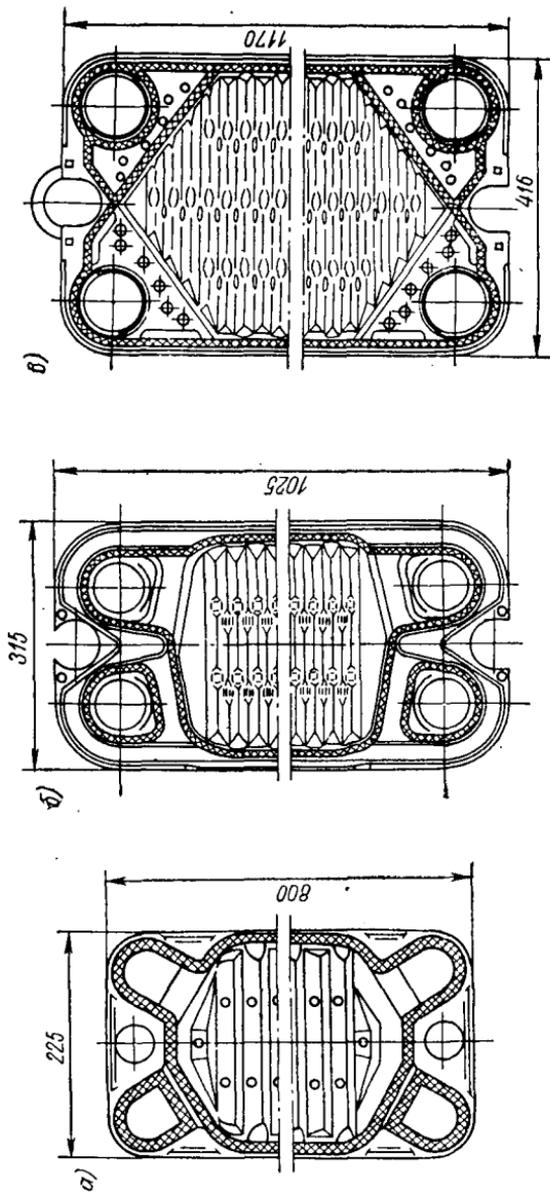


Рис. 34. Ленточно-плетеные пластины отечественного производства: а — пластина П-1; б — пластина П-2; в — пластина П-3

Показатели	Типы пластин			
	П-1	П-2	П-3	«Уралхим-маш-0,5»
Поверхность теплопередачи в m^2	0,145	0,198	0,43	0,5
Размеры пластины в м:				
длина	0,8	1,025	1,170	1,370
ширина	0,225	0,315	0,416	0,500
Число рифлей	22	29	38	31
Шаг рифления в мм	23	22,5	22,5	30
Угол при основании рифля в град	—	35	—	30
Максимальное расстояние между пластинами в мм	—	3,5	—	5,5
Расстояние между пластинами по нормали к образующим рифлей в мм	—	2,9	—	4,8
Ширина потока в мм	—	270	—	0,445
Приведенная длина потока в м	—	0,74	—	1,18
Сечение угловых отверстий в cm^2	—	35,3	—	104

Почти все пастеризационно-охладительные установки для обработки различных жидкостей работают по одной тепловой схеме и отличаются друг от друга производительностью, температурным режимом и скоростями движения жидкостей. Во всех таких установках в качестве теплоносителя используется горячая вода, приготовляемая путем непосредственного контакта острого пара с водой в специальном смесительном устройстве. Это дает возможность при большой кратности горячей воды обеспечивать наименьшую разность между температурами воды и нагреваемой среды, что является особенно желательным в случае обработки пригариобразующих жидкостей.

Отечественные пастеризационно-охладительные установки полностью автоматизированы. Автоматизация их осуществляется по электрической схеме. Вопросы автоматизации отечественных и многих зарубежных установок достаточно подробно рассмотрены в специальной литературе [13] и в настоящей книге не рассматриваются.

Технические характеристики достаточно большого числа установок, выпускаемых для пищевой промышленности нашими заводами, также весьма подробно рассмотрены в специальной и справочной литературе, поэтому мы ограничимся рассмотрением лишь общей технологической схемы пастеризационно-охладительных установок.

Пастеризационно-охладительные установки komponуются из нескольких теплообменных секций, выполняющих самостоятельные

функции. Секция пастеризации служит для нагрева пастеризуемого продукта до температуры пастеризации. Секции охлаждения водой и рассолом предназначены для охлаждения пастеризованного продукта до температур, наименее благоприятных для размножения микроорганизмов, возможно уцелевших при пастеризации. Для осуществления технологических требований, предъявляемых к пастеризованному продукту, вполне достаточно перечисленных секций, если речь идет о высокотемпе-

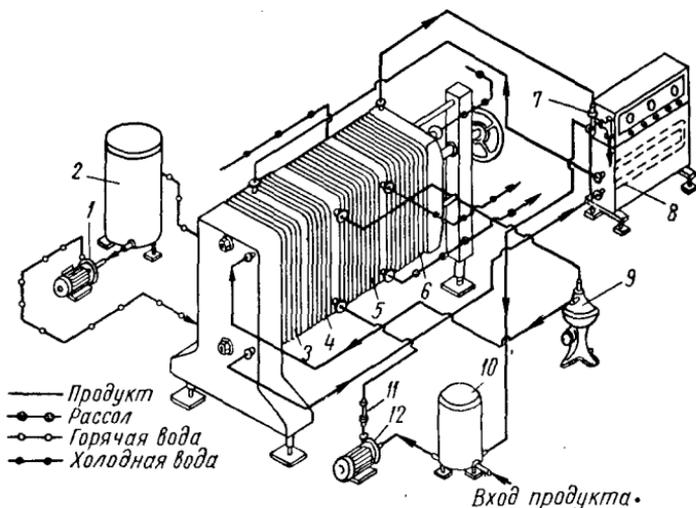


Рис. 35. Схема пастеризационной установки с водяным обогревом:

1, 12 — насосы; 2 — бойлер; 3 — секция регенерации; 4 — секция пастеризации с водяным обогревом; 5 — секция охлаждения водой; 6 — секция охлаждения рассолом; 7 — автоматический клапан; 8 — выдерживатель; 9 — грязеочиститель; 10 — выравниватель расхода; 11 — стабилизатор расхода

ратурной пастеризации. Если же пастеризация должна осуществляться при низких или средних температурах, то из пастеризационной секции продукт необходимо направить в секцию выдержки для завершения пастеризационного эффекта. Из чисто экономических соображений современные пастеризационно-охладительные установки снабжены еще одной секцией — регенерации тепла, в которой осуществляется обмен теплом между горячим пастеризованным продуктом и холодным продуктом, предназначенным для пастеризации. Благодаря такому теплообмену достигается значительная экономия (до 95%) предназначенного для пастеризации расхода тепла и некоторая экономия холода.

В качестве типичного примера пластинчатой пастеризационно-охладительной установки на рис. 35 представлена установка с водяным обогревом. На рис. 36 представлены графики изменения температур и давлений в секциях современного пластинчатого аппарата ОПУ-10. Большое количество пастеризационно-охлади-

тельных установок различной производительности работает по аналогичной схеме. Во многих случаях пластинчатые аппараты таких установок имеют двустороннее расположение всех секций по отношению к основной опорной стойке, но чаще встречаются установки с односторонним расположением секций.

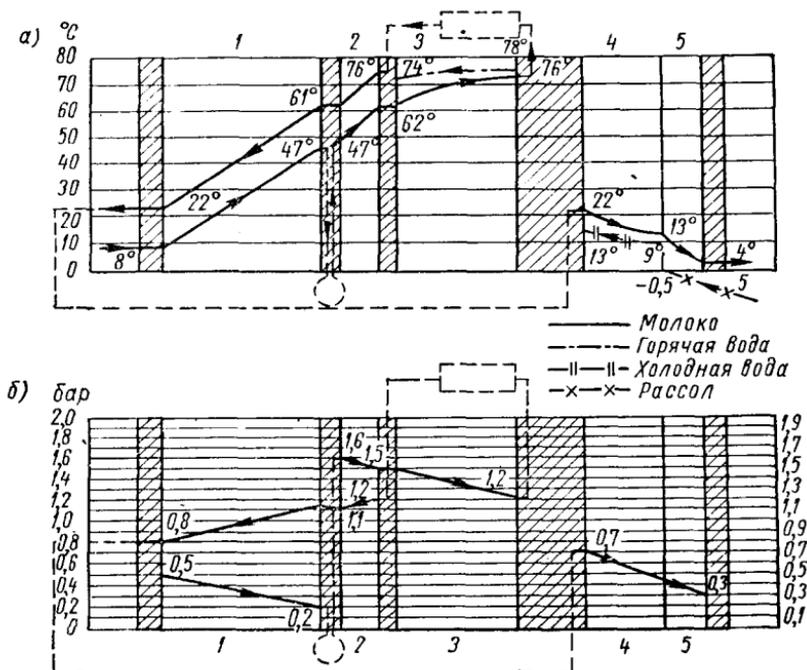


Рис. 36. Графики изменения температур и давлений для установки ОПУ-10: а — график температур; б — график давлений;

1, 2 — секции регенерации; 3 — секция пастеризации; 4, 5 — секции охлаждения водой и рассолом

Пластинчатый аппарат ОПУ-10 имеет основную опорную стойку в центре, благодаря чему его эксплуатация значительно проще, чем эксплуатация аппаратов, имеющих крайнюю основную стойку. Несмотря на некоторое увеличение занимаемой площади, преимуществ такой конструкции очевидны. Благодаря тому, что нагревательные секции расположены с одной стороны основной стойки, а охладительные секции — с другой, оказалось возможным реже разбирать последние для чистки, ибо они загрязняются значительно медленнее, чем нагревательные, и их можно более длительное время мыть только методом безразборной мойки. Это, в свою очередь, увеличивает срок эксплуатации резиновых уплотнительных прокладок.

Длительность чистки такого аппарата сокращается еще и от того, что при его разборке нет необходимости отсоединять трубопроводы, подводящие и отводящие горячую и холодную воду, а также рассол. В аппаратах с крайней основной стойкой большинство из этих труб приходится отсоединять. Таким образом, центральное расположение основной опорной стойки сокращает время чистки и тем самым позволяет увеличить время работы аппарата по прямому назначению.

Заслуживает внимания предложение инж. Геснера, направленное на еще большее увеличение длительности работы пластинчатого аппарата в период между остановками его для чистки. Это предложение сводится к тому, что пластинчатый аппарат должен иметь две пастеризационные секции, работающие поочередно. При этом первая пастеризационная секция, секции регенерации и охлаждения должны быть расположены с одной стороны стойки, как это имеет место у обычного аппарата с крайней основной стойкой, а вторая секция пастеризации — с противоположной стороны основной стойки, подобно тому, как расположены охлаждательные секции по отношению к нагревательным в установках ОПУ-10.

Сначала должна работать вторая пастеризационная секция. После того как ее производительность значительно снизится вследствие образования на пластинах пригара, необходимо переключиться на первую пастеризационную секцию, а вторую разобрать для чистки. После выхода из строя первой секции следует вновь переключиться на очищенную от загрязнений вторую секцию пастеризации. В результате окажется возможным утроить время непрерывной работы аппарата между его остановками для чистки всех секций.

Пастеризационно-отделительные и просто охлаждательные установки, предназначенные для обработки различных жидкостей, шифруются. Первая буква шифра говорит об отрасли промышленности, где должна быть применена данная установка. Например, буквы О, А и В обозначают соответственно молочную, пивовареную и винодельческую отрасли промышленности. Вторая буква шифра свидетельствует о назначении аппарата. Например, буквы О и П означают, что в первом случае установка предназначена для охлаждения, а во втором — для пастеризации продукта. Третья, последняя буква шифра указывает, для обработки какого продукта предназначен аппарат. Например, буквы П и Я обозначают пиво и смесь для мороженого. Число в конце шифра соответствует производительности аппарата в $м^3/ч$. Например, шифр ОПЯ-2,5 означает, что установка применяется в молочной промышленности (О) для пастеризации (П) смеси для мороженого (Я). Производительность установки — $2,5 м^3/ч$.

Широкое распространение на молочных заводах получили пастеризационные пластинчатые установки «Альфа

Л а в а л ь», в которых нагрев пастеризуемого продукта осуществляется вакуумированным паром. Современные установки «Альфа Лаваль» многосекционные. Каждая секция набирается из однопочтовых пластин с треугольными рифлями и выполняет особую функцию технологического процесса обработки продукта теплом и холодом. Все секции собраны на одной станине между основной стойкой и прижимной плитой.

Пастеризационно-охладительная установка «Альфа Лаваль» с секцией регенерации тепла схематично представлена на рис. 37.

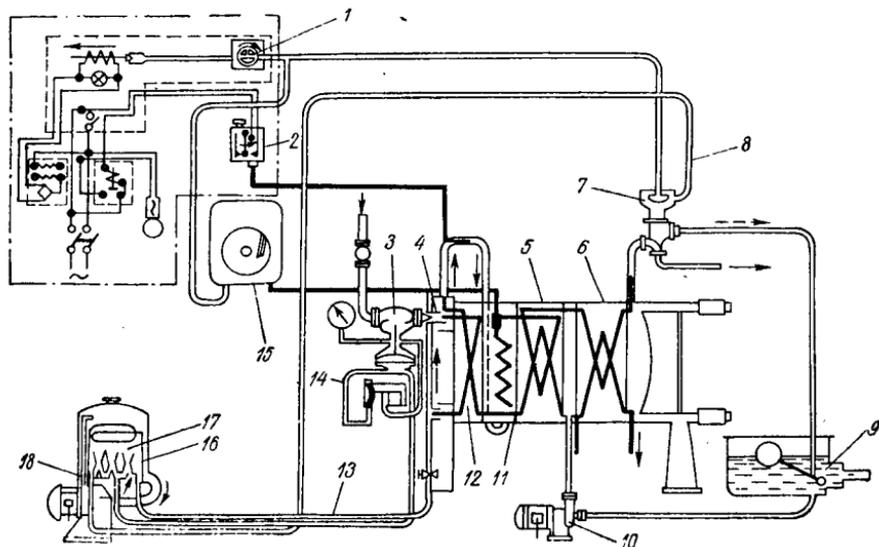


Рис. 37. Схема пастеризационной установки с вакуум-паровым обогревом

Предназначенный для пастеризации продукт из хранилища поступает в бачок 9, имеющий поплавковый регулятор уровня. Из бачка насосом 10 он продавливается через секцию регенерации тепла 5. В случае необходимости эта секция может состоять из двух полусекций, между которыми включается фильтр или центробежный грязеотделитель. Частично подогретый в регенерационной секции продукт направляется в секцию пастеризации 12, где нагревается до заданной температуры пастеризации теплом конденсирующегося пара. Из пастеризационной секции продукт направляется в секцию выдержки 11, где, медленно перетекая сверху вниз, с полки на полку, пребывает без теплообмена необходимое время для завершения пастеризирующего теплового воздействия. Это время зависит от температуры пастеризации.

Из выдерживателя продукт направляется поочередно на охлаждение в секции регенерации 5, водяного охлаждения 6 и, если

предусмотрено охлаждение рассолом, то и в эту секцию. Если по какой-либо причине продукт не будет нагрет до температуры пастеризации, то автоматически действующий трехходовой клапан 7 направит продукт в бачок 9 для повторной пастеризации.

В пастеризационной секции продукт обогревается вакуумированным паром, температура которого поддерживается на 2—4° С выше температуры пастеризации при помощи автоматического парового клапана 3. Для увлажнения пара на входе в пастеризационную секцию в паровой трубе установлено инжекционное устройство 4, через которое в пар впрыскивается некоторое количество конденсата, выкачиваемого из пастеризационной секции при помощи батареи водоструйных вакуумных насосов 17.

Характерной особенностью рассматриваемой установки является то, что она автоматизирована средствами автоматики, работающими благодаря вакууму, создаваемому батареей водоструйных вакуумных насосов. Установка работает нормально до тех пор, пока мембранные камеры парового клапана 3 и трехходового возвращающего клапана 7 находятся под вакуумом. Трубки 13 и 8 соединяют их с вакуумным насосом. В случае, если необходимо прекратить подачу пара в аппарат или направить продукт на повторную пастеризацию, достаточно эти камеры соединить с атмосферой. Для этой цели имеются специальные вакуумные реле 14 и воздушный электромагнитный клапан 1, соединенные при помощи трубок с мембранными камерами.

Эти установки обладают еще одной важной особенностью: наряду с чрезвычайно простой схемой автоматизации, они надежны в работе. Достаточно только прекратить работу вакуумных насосов, как мгновенно воздух, поступивший из атмосферы в мембранные камеры парового клапана и возвращающего трехходового крана, прекратит подачу пара в установку, а продукт из аппарата направит в бачок 9 для повторной пастеризации.

Для нормальной работы водоструйных вакуумных насосов предусмотрено охлаждение конденсата холодной водой, циркулирующей в змеевике 16. Излишнее для работы насосов количество непрерывно поступающего конденсата уходит из насосной установки через трубу 18. Установка снабжена также термографом 15, регистрирующим температуру пастеризации, и средствами звукового оповещения. Контактный термометр 2 в случае недогрева или перегрева продукта в пастеризационной секции замыкает цепь электровозвонка и одновременно приводит в действие электровоздушный клапан 1, посылающий воздух в мембранную камеру возвращающего клапана 7.

При тепловой обработке жидкостей, содержащих большое количество белка, необходимо принимать специальные меры для замедления пригариобразования. Одним из способов, предупреждающих преждевременное выпадение на теплопередающих пластинах белка, который ухудшает передачу тепла и снижает произ-

водительность аппарата, является уменьшение температуры теплоносителя до величины, превышающей температуру пастеризации всего на 1—2° С. Лучше всего в таких аппаратах в качестве теплоносителя применять горячую воду, направляя ее в пастеризационную секцию в количестве, в несколько раз превышающем количество поступающего пастеризуемого продукта. Замена пара горячей водой имеет еще одно преимущество. В случае внезапного прекращения подачи пара вода еще некоторое время будет горячей, что обеспечит большую гарантию того, что непастеризованный продукт не попадет в нормально пастеризованный, прежде чем сработает клапан возврата непастеризованного продукта.

На рис. 38 представлена схема установки «Альфа Лаваль» с водообогреваемой пастеризационной секцией. Эта установка отличается от предыдущей тем, что батарея вакуумных водоструйных насосов заменена баком для приготовления горячей воды 2, а вакуум, необходимый для функционирования средств автоматики, аналогичных ранее рассмотренным, создается ротационным вакуумным насосом 5.

Вода из бака 2 насосом 3 подается в пастеризационную секцию 6 для нагрева пастеризуемого продукта. Несколько охлажденная вода из пастеризационной секции возвращается в бак 2. В подводной трубе смонтировано устройство для инжекции в эту воду пара, поступающего в инжектор через вентиль 7 и автоматический паровой клапан 4. По мере конденсации пара в баке 2 образуются излишки горячей воды, которые удаляются из него по сливной трубе 1. Необходимое количество поступающего для нагрева воды пара обеспечивается благодаря наличию автоматического парового клапана 4, в мембранное пространство которого поступает то или иное количество воздуха через вакуумное реле, работающее от термодатчика, установленного в трубе для горячей воды после парового инжектора. В остальном работа этой установки ничем не отличается от работы ранее рассмотренной.

Установка «Альфа Лаваль» обладает высокими теплотехническими показателями. Так, например, пастеризационно-охлаждательная установка для молока производительностью 1 м³/ч, скопированная из пластин Р-12, имеет следующие значения коэффициентов теплопередачи в *вт/м² °С*:

В секции пастеризации	3260
В секции регенерации	3140
В секции охлаждения водой	1920
В секции охлаждения рассолом	2080

Общая потеря давления на стороне продукта не превышает 2,5 бар. В установке молоко нагревается от 10 до 75° С, выдерживается 22 сек и затем охлаждается до 3° С. Теплообменные

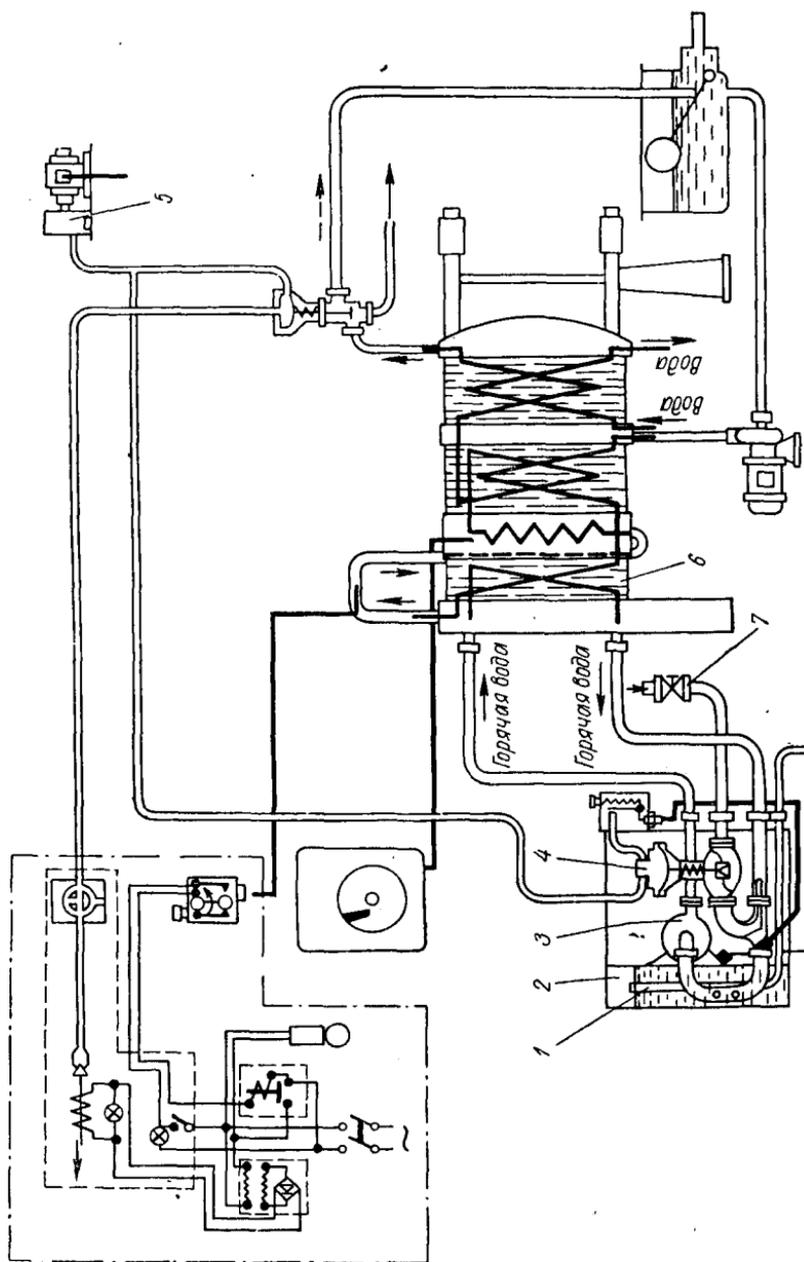


Рис. 38. Схема пастеризационной установки с водяным обогревом

секции имеют следующие размеры теплопередающей поверхности в m^2 .

Секция пастеризации	4,8
Секция регенерации	12,4 и 6,2
Секция охлаждения водой	6,2
Секция охлаждения рассолом	4,0

Пастеризационные установки «Альфа Лаваль», смонтированные из других типов пластин, имеют не менее высокие показатели.

В настоящее время выпускаются пластинчатые установки «Альфа Лаваль» с восемью типоразмерами пластин поверхностью от 0,03 до 1,3 m^2 . В табл. 6 приведены основные характеристики этих пластин. Пластины Р-1 применяются для изготовления лабораторных теплообменных установок. Выпуск пластин типа Р-9 прекращен, однако на наших заводах до настоящего времени работает еще много аппаратов с такими пластинами.

Пастеризационно-охладительные пластинчатые установки «Альборн» широко известны на заводах европейских стран. Они встречаются также и на наших пищевых предприятиях. Отличительной особенностью установок этой фирмы является то, что направляющие штанги у них расположены не в верхней и нижней части аппарата, как это чаще всего бывает, а в горизонтальной плоскости, что позволяет обоим штангам нести одинаковую нагрузку, создаваемую комплектом разборных элементов пластинчатого аппарата.

Теплопередающие пластины навешиваются на штанги благодаря тому, что в их средней части имеются специальные пазы прямоугольной формы. Из-за наличия таких пазов в средней части пластин ширина потока между боковыми уплотнительными прокладками несколько сужена.

Секции пастеризационно-охладительных установок этой фирмы komponуются по обычной схеме, т. е. имеются две полусекции регенерации, секция пастеризации и секции охлаждения водой и рассолом. Секции ранее компоновались из пластин «Альборн-5» и «Прогресс-149». Аппараты набирались из пластин двух разновидностей: с уплотнительными прокладками, помещенными в специальные пазы типа «ласточкин хвост» с обеих сторон пластины, и без прокладок. Те и другие пластины чередовались. Пластины «Альборн-5» использовались в аппаратах с теплопередающей поверхностью до 30 m^2 , а пластины «Прогресс-149» — в аппаратах с поверхностью до 100 m^2 .

Основными недостатками этих пластин являются, во-первых, необходимость применения сварки и, во-вторых, невысокая жесткость пластин, которая не позволяет использовать такие аппараты в случае большой разности давлений с обеих сторон пластин.

В настоящее время эти пластины заменены более жесткими пластинами моделей 157 и 159 с уплотнительными прокладками,

Таблица 6

Показатели	Типы пластин									
	P-1	P-5	P-9	P-11	P-12	P-14	P-15	P-17		
Фактическая теплопередающая поверхность в м ²	0,03	0,15	0,218	0,21	0,4	0,42	0,53	1,3		
Размеры пластин в мм:										
длина	640	800	1050	1020	1170	1170	1370	2100		
ширина	70	225	300	315	420	420	500	750		
толщина	—	1,2	1,3	1,25	1,3	1,3	1,25	—		
Диаметр угловых отверстий в мм	20	50	60	76	76	76	110	190		
Форма рифлей	—	Разносторонний треугольник	Без рифлей, калачатая	Равнобедренный треугольник					—	
Количество рифлей	—	24	9 ходов	30	36	42	31	—		
Шаг рифления в мм	—	25	—	22,5	22,5	22,5	30	—		
Высота рифля в мм	—	7	—	7	7	7	7	—		
Развернутая длина теплопередающей поверхности в м	—	0,7	1,5	0,8	1,0	1,1	1,18	—		
Ширина канала в мм	—	200	60	220	360	380	445	—		
Минимальный зазор между пластинами в мм	—	2—3	3,5	3,0	4,0	4,0	4,0	—		
Общая теплопередающая поверхность установок в м ²	До 1	До 10	—	До 100	До 100	До 130	До 150	До 400		

вклеенными в выштампованные пазы на каждой пластине. Для придания жесткости пластины этих моделей изготавливаются выпуклыми, причем кривизна их основной поверхности выполнена в продольном и поперечном направлениях. Благодаря этому усовершенствованию отпала необходимость применять, как это было у прежних типов пластин, дистанционные выступы на пластинах. Это повысило долговечность пластин, так как места их контакта наиболее сильно подвержены коррозии. Отсутствие дистанционных выступов привело также и к уменьшению гидравлического сопротивления. Это, в свою очередь, сделало такие пластины пригодными для тепловой обработки жидкостей, содержащих волокнистые включения. Пригорание содержащихся в нагреваемых средах веществ также замедлилось. Все усилия, возникающие в пластинах под действием протекающей между ними жидкости, передаются на боковые опоры и резиновую прокладку.

Пластина модели 159 обладает еще одним преимуществом. Известно, что при малых расходах жидкости, движущейся через межпластинный канал, появляется опасность разрыва потока, приводящего к скоплениям воздуха и продуктовой пены в верхних частях каналов. Это крайне нежелательное явление способствует быстрому пригарообразованию в местах скопления, которое постепенно распространяется и за пределы «воздушных мешков». Для того чтобы воспрепятствовать образованию «воздушных мешков» и распространению пригара, у пластин модели 159 выштампован продольный паз, в который закладывается уплотнительная прокладка, разделяющая межпластинный поток на две равные части. Поток жидкости, выходя из

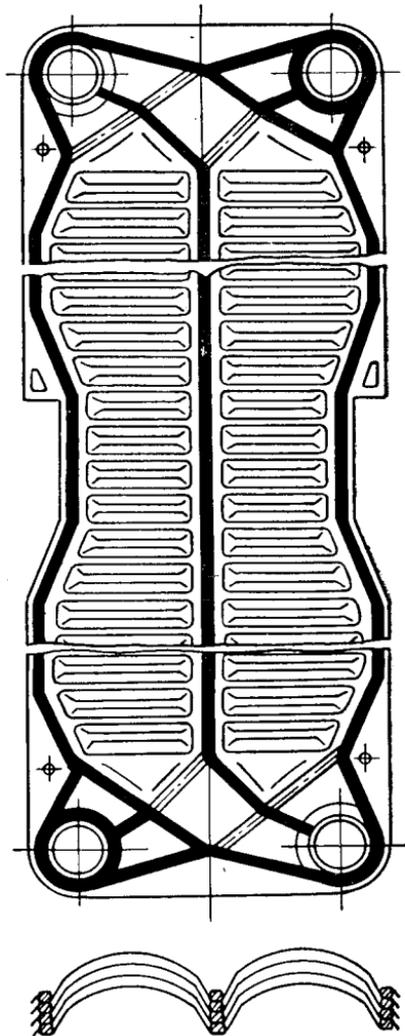


Рис. 39. Пластина «Альборн» модели 159

углового отверстия в межпластинное пространство, разделяется на два потока, сливающиеся в один лишь у выходного углового отверстия. Уплотнительная прокладка в средней части пластин, являющаяся одновременно и опорным элементом, придает пластинам дополнительную жесткость и несколько снижает усилия в периферийных прокладках.

Расстояние между пластинами новых типов составляет примерно 4,7 мм в направлении по нормали к образующим рифлей. Фирма выпускает аппараты в различном исполнении: с одной стойкой, двумя стойками и с несущей опорой, расположенной в средней части аппарата. Такое различие в исполнении обусловлено, с одной стороны, производительностью аппарата, а с другой — количеством одновременно выполняемых теплообменных операций. На рис. 39 представлена пластина модели 159. Техническая характеристика пластин «Альборн» приведена в табл. 7.

Таблица 7

Показатели	Типы пластин			
	Альборн-5	Про-гресс-149	157	159
Поверхность теплообмена в м ²	0,21	0,3	0,18	0,30
Размеры пластин в мм:				
длина	800	1065	670	1065
ширина	302	302	250	330
Диаметр угловых отверстий в мм	38	38	25	38
Форма рифлей	Синусоидальная			
Количество рифлей	14	27	20	27
Шаг рифления в мм	38	38	—	—
Высота рифлей в мм	12	13	—	—
Число рядов упоров вдоль канала	2	2	—	—
Развернутая длина потока в канале между двумя пластинами в м	0,7	1,0	0,7	1,0
Ширина канала в мм	250	260	200	150
Расстояние между пластинами в направлении, перпендикулярном к образующим рифлей, в мм	4,2	4,2	4,7	4,7
Максимальное расстояние между пластинами (толщина прокладки) в мм	5,9	5,9	—	—

Исследования, проведенные во ВНИИЭКИпродмаше, показали, что пастеризационные установки «Прогресс» обладают хорошими теплотехническими показателями и не уступают в этом современным установкам других фирм. Эти установки имеют сле-

дующие коэффициенты теплопередачи в $\text{вт/м}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ в секциях при общей потере напора на стороне продукта 2,4 бар:

В секции регенерации	2560
В секции пастеризации	2900
В секции охлаждения водой	2330
В секции охлаждения рассолом	2200

Установка автоматизирована. Управление средствами автоматики — пневматическое от небольшого компрессора.

Установки с пластинами сетчато-поточного типа

При стерилизации пищевых жидкостей необходимо значительно повышать давление на стороне стерилизуемого продукта до такой величины, чтобы оно превышало давление, соответствующее температуре кипения продукта при нагревании его до температуры стерилизации. В противном случае продолжительность работы аппарата резко сократится вследствие быстрого образования пригара продукта на теплопередающих пластинах. Это обстоятельство наложило определенный отпечаток на конструкции пластин стерилизационных установок. Во многих случаях оказалось нежелательным применять ленточно-поточные пластины, как невыдерживающие повышенных давлений. Правда, жесткость таких пластин с выпуклой поверхностью теплопередачи, как «Альборн», позволяет использовать их в стерилизационных установках, но это одно из немногих исключений.

Повышенные давления наиболее легко переносят пластины сетчато-поточного типа. Они имеют на своей поверхности многочисленные выступы, являющиеся одновременно турбулизаторами потока и точками соприкосновения с соседними пластинами. К настоящему времени сформировалось два направления в конструировании таких пластин.

На пластинах первой группы имеются рифли, аналогичные тем, что и на пластинах ленточно-поточного типа, однако наклоненные под некоторым углом по отношению к продольной оси пластины. Эти пластины можно использовать как ленточно-поточные, если их компоновать в пакеты таким образом, чтобы рифли предыдущих пластин заходили в пространство между рифлями последующих. Однако достаточно каждую вторую пластину пакета повернуть относительно других на 180° , чтобы получить сетчатые потоки между пластинами. Пластины второй группы выполняются с большим количеством полусферических точечных выступов и выступов другой формы, разделяющих поток на отдельные расходящиеся и сходящиеся струи.

В настоящее время среди сетчато-поточных пластин наибольшее распространение получили пластины с наклонными рифлями завода «Уралхиммаш» типа 0,2 и 0,5 и зарубежные пластины

«Розенблад» 2S и 3S и «Зиг-заг-фло». На рис. 40 представлены пластины «Уралхиммаш».

Для получения сетчато-поточных каналов пластины собираются в пакеты таким образом, чтобы каждая последующая пластина была повернута на 180° по отношению к предыдущей. Благодаря этому между каждой парой пластин образуется большое число точек соприкосновения рифлей смежных пластин. Это обстоятельство делает пластины абсолютно жесткими и обеспечивает постоянный зазор между ними.

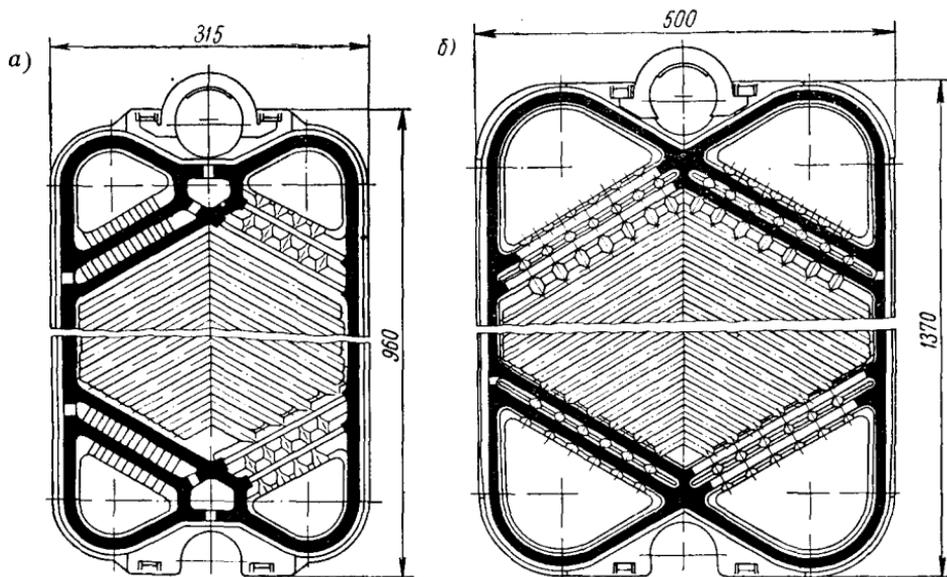


Рис. 40. Сетчато-поточные пластины с рифлями завода «Уралхиммаш»: а — типа 0,2; б — типа 0,5

На рис. 41 представлены поперечные сечения межпластинных каналов, образованных тремя пластинами «Розенблад» 3S. Многочисленные точки опоры между пластинами разделяют поток на отдельные струи, совершающие штопорообразное движение. Струи то расходятся, то сливаются вновь. Все это обеспечивает потоку турбулентное движение при очень малых скоростях.

В табл. 8 приведены основные технические характеристики сетчато-поточных пластин с наклонными рифлями в елочку.

Пластинчатые установки «Суперплейт» и «Хисака», у которых пластины имеют точечные выступы, способны выдерживать более высокие давления по сравнению с установками из пластин ленточно-поточного типа. Пластины в обеих установках принципиально одинаковы. Теплопередающие части пластин имеют сегментообразные или полусферические выступы и впадины, распо-

ложенные равномерно по всей поверхности пластин. Пластины каждого типоразмера штампуются на штампе, и при сборке в пакеты каждая последующая пластина поворачивается на 180° относительно предыдущей. При сжатии пакета выступы одной

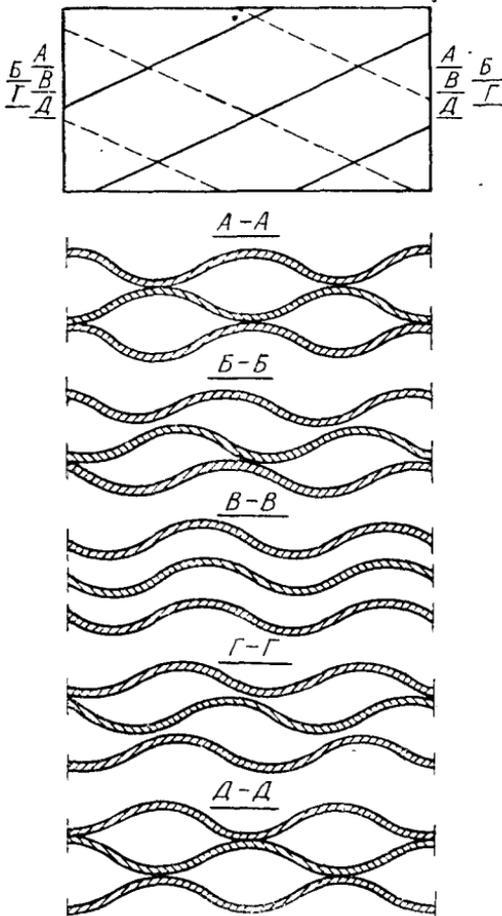


Рис. 41. Поперечный разрез группы пластин «Розенблад» 3S

пластины опираются по всей поверхности на смежную пластину в местах между ее выступами. Это обеспечивает высокую жесткость пластин в работающем аппарате и интенсивную искусственную турбулизацию потоков. Пластины «Суперплейт» выпускаются с угловыми отверстиями двух видов:

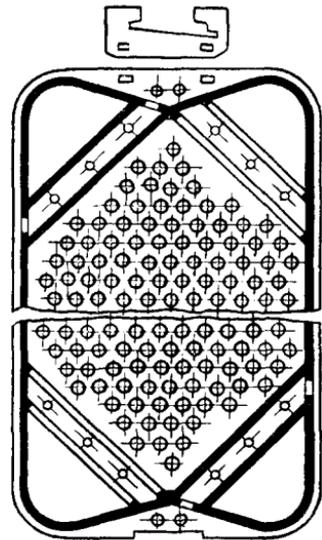


Рис. 42. Сетчато-поточная пластина «Суперплейт»

круглыми и треугольными со скругленными углами.

Последняя модель пластины «Суперплейт», представленная на рис. 42, выполнена достаточно удачно, ибо ее конструкция позволяет максимально увеличить долю поверхности теплопередачи по сравнению с полной поверхностью пластины. Это оказалось возможным благодаря изменению конструкции устройства для крепления пластины к несущим штангам. Пластины «Хисака» не имеют принципиального отличия от пластин «Суперплейт».

Таблица 8

Показатели	Типы пластин			
	Уралхиммаш		Розенблад	
	0,2	0,5	2S	3S
Поверхность теплопередачи в m^2	0,2	0,5	0,2	0,33
Размеры пластин в мм:				
длина	960	1370	800	1145
ширина	315	500	300	415
толщина	1,0	1,0	0,7	0,7
Шаг рифления вдоль потока в мм	16	16	11,5	11,5
Шаг рифлей по нормали к ним в мм	14	14	10	10
Высота рифлей в мм	4,0	4,0	4,0	4,0
Число рифлей	44	66	44	72
Фактическая длина потока в канале в м	0,71	1,15	0,77	0,89
Ширина канала в мм	275	450	260	365
Площадь поперечного сечения потока жидкости в канале в m^2	0,0011	0,0018	0,0007	0,001
Площадь сечения углового отверстия в m^2	0,0050	0,0173	0,0050	0,0123
Максимальное рабочее давление в атм	—	—	25	15
Угол наклона рифлей к продольной оси пластины в град	60	60	60	60

Таблица 9

Показатели	Типы пластин				
	Суперплейт			Хисака	
	Е	S	EE	EX-2	EX-3
Теплопередающая поверхность в m^2	0,21	0,28	0,43	—	—
Размеры пластин в мм:					
длина	1155	1155	1155	1170	1168
ширина	280	342	560	414	420
толщина	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
Количество выступов	350	361	540	198	240
Шаг между рядами выступов в мм	22	22	22	—	—
Шаг между выступами в ряду в мм	25,4	25,4	25,4	—	—
Высота выступов в мм	6	6	6	6	4,2
Диаметр шаровых выступов в мм	20	20	20	—	—
Полная длина потока в канале в м	0,8	1	1	—	—
Ширина канала в мм	265	300	500	—	—
Площадь углового отверстия в m^2	—	0,0082	—	—	—
Диаметр углового отверстия в мм	—	—	—	74	90
Допускаемое рабочее давление в бар	12	10	10	4	4

Технические характеристики пластин «Суперплейт» и «Хисака» приведены в табл. 9.

Современные стерилизационные установки по принципу действия практически мало отличаются от пастеризационных. Однако вследствие того, что теплообменивающие среды в стерилизационных установках обладают высокими температурами и продвигаются между пластинами под действием высоких давлений, возникает опасность ожога обслуживающего персонала из-за разрыва уплотнительной прокладки. Для предупреждения такой опасности стерилизационные аппараты закрываются специальными кожухами и кроме центрального зажима оснащаются несколькими вспомогательными зажимами.

Аппараты с пластинами других типов

Конструкции сетчато-поточных пластин весьма разнообразны, и многие из них представляют определенный интерес. Ниже приведено описание некоторых из них, мало распространенных, но достаточно оригинальных.

В установках «Мульти-Пасс» применяются плоские без выступов пластины, между которыми располагается фигурная резиновая вставка, выполняющая одновременно роль турбулизатора потока и уплотнительной прокладки. Если же вставка пластмассовая, то уплотнительная прокладка выполняется из резины, как обычно.

Пластина, представленная на рис. 43, является комбинацией канальчатой и сетчато-поточной пластины. Здесь встречаются конструктивные особенности нескольких типов пластин. Наличие двух ходов, свойственное пластинам «Астра» и ОПВ-1, сочетается с выступами, аналогичными тем, которые имеются у пластин «Суперплейт» и «Хисака», а в средней части имеется такая же уплотнительная прокладка, как у пластин «Альборн» модели 159.

Такая конструкция пластин обладает рядом преимуществ перед многими другими. Высокая жесткость пластин обеспечивается наличием контакта между ними благодаря выступам и дополнительной опоре в виде проходящей в центре пластин

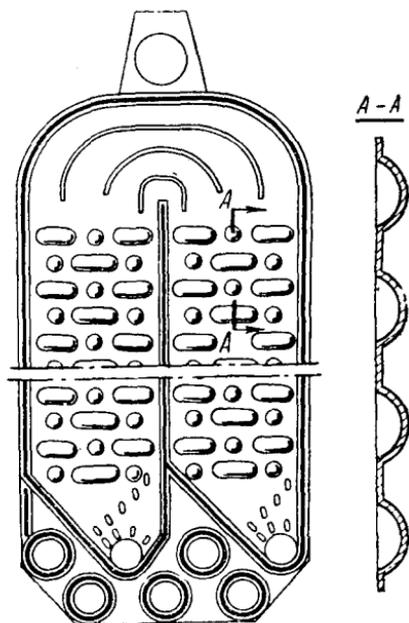


Рис. 43. Комбинированная пластина с транзитными каналами

уплотнительной прокладки. Длина теплопередающей поверхности у таких пластин вдвое больше, чем у других, а гидравлическое сопротивление меньше, чем у двух каналов из других пластин, соединенных последовательно, ибо сопротивление плавного поворота на 180° меньше, чем сумма сопротивлений коллекторов, образованных из угловых отверстий, и четырех резких поворотов на 90° . Аппараты, сконструированные из таких пластин, при тех же коэффициентах теплопередачи и скоростях движения жидкостей, что и у других пластин, будут обладать меньшими гидравлическими сопротивлениями, а давления выдерживать высокие. Уменьшение гидравлических сопротивлений дает возможность увеличить скорость движения жидкости между пластинами и тем самым еще более интенсифицировать теплообмен.

Еще одним достоинством пластин подобного рода является наличие транзисторных каналов, расположенных в их нижней части. Наличие таких каналов позволяет обеспечить подвод рабочих сред к одной стойке, расположенной в центре, направлять их по назначению в соответствующие секции. Это исключает необходимость разбирать подводящие трубопроводы при чистке установки.

Установка для выделения и пастеризации белка в потоке

До последнего времени молочная сыворотка, содержащая много ценного молочного белка, практически не использовалась. С появлением поточного способа выделения из нее белка сыворотка стала ценным сырьем.

На рис. 44 представлена схема процесса выделения молочного белка из сыворотки, разработанного фирмой «Альфа Лаваль». Вакуумным насосом 1 в вакуумной камере 6 создается разрежение, благодаря которому сыворотка из балансирного бака 15 через кран 16 поступает в камеру 6, где из нее удаляется воздух, благоприятствующий пригарообразованию на пластинах теплообменников. Дегазированная сыворотка насосом 14 направляется в пластинчатый теплообменник 7 предварительного нагрева, из которого далее направляется в один из двух поочередно работающих пластинчатых теплообменников 8 для окончательного нагрева, вызывающего коагуляцию белка. Из теплообменников сыворотка направляется в танк 13, где в нее добавляется кислота в количестве, необходимом для максимального выделения белка. Из этого бака сыворотка с коагулированным белком насосом 12 направляется в саморазгружающуюся центрифугу 11, где в центробежном поле происходит выделение белка из сыворотки.

Наличие двух теплообменников для окончательного нагрева обусловлено довольно частой поочередной и безразборной мойкой из-за того, что коагулированный белок выпадает на теплопередающих пластинах в виде пушистого легко смываемого осадка,

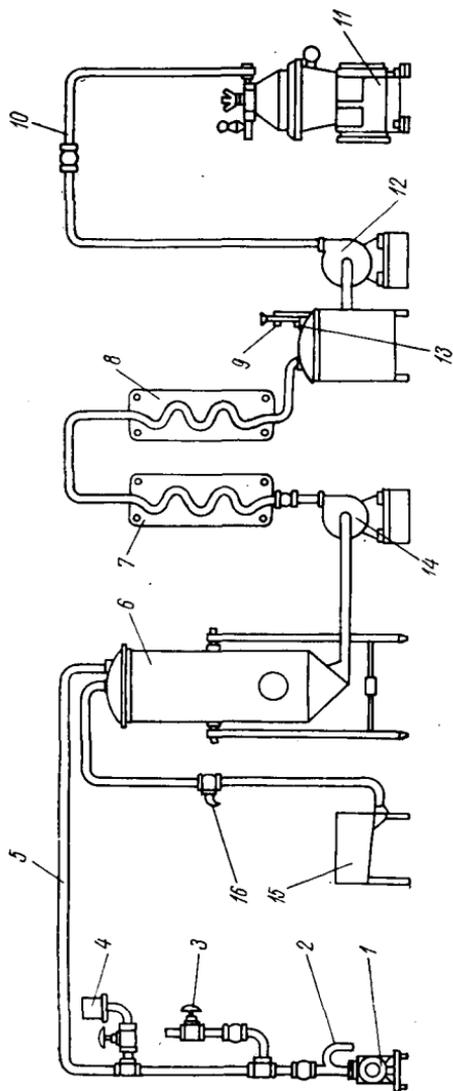


Рис. 44. Схема установки для выделения белка из сыворотки поточным способом:

1 — вакуум-насос; 2 — выход пара; 3 — выход воды; 4 — регулятор вакуума; 5 — вакуум-линия; 6 — вакуумная камера; 7, 8 — пластинчатый теплообменник; 9 — насос для кислоты; 10 — автоматический кран; 11 — центрифуга; 12, 14 — насосы для сыворотки; 13 — танк; 15 — балансирующий бак; 16 — кран

который, если его быстро не удалить, цементируется солями и после этого может быть удален лишь механическим способом. Белковый налет резко ухудшает теплообмен, а это приводит к снижению производительности всей установки в целом.

Использование пластинчатых пастеризаторов для проведения диффузионных процессов

Рифленая поверхность теплопередающих частей пластин способствует дополнительной турбулизации обменивающихся теплоносителей, что интенсифицирует теплообмен. Это свойство теплопередающих пластин широко используется на практике для проведения массообмена. Турбулентное движение диффундирующих сред ускоряет массообмен. Сочетание тепло- и массообмена в одном аппарате, состоящем из унифицированных деталей и узлов, резко снижает стоимость изготовления и эксплуатации установок. Такое сочетание с успехом используется в пивоваренной и безалкогольной промышленности, т. е. там, где кроме пастеризации и охлаждения необходимо проводить насыщение жидкостей воздухом или углекислым газом, а также в случаях, когда из жидкостей надо удалять воздух.

Фирмой «Гольштейн и Капперт» предложен способ пастеризации и газирования безалкогольных напитков в пластинчатой установке. Известно, что для лучшего газирования большое значение имеет предварительная деаэрация напитков. Пастеризационная газифицирующая пластинчатая установка состоит из пяти основных секций: деаэрации, регенерации, пастеризации, охлаждения и насыщения углекислым газом. Обработка напитков в установке производится в три этапа, как это было показано на рис. 45.

Сироп и вода из сборников 1 и 2 направляются в дозирующий насос 3, где смешиваются в определенной пропорции. Затем через регулятор давления 4 напиток направляется в секцию вакуумирования 6 пластинчатого теплообменника. Из этой секции через отделитель 7 воздух отводится при помощи вакуумного насоса 5. Деаэрированный напиток из деаэратора направляется в секцию регенерации 8, где нагревается пастеризованным горячим напитком, откуда поступает в секцию пастеризации 9, где нагревается горячей водой до температуры пастеризации. После этого напиток направляется на охлаждение сначала в регенератор 8, а затем в секцию охлаждения водой 10. Охлажденный напиток насыщается углекислым газом в последней секции 13 пластинчатой установки, откуда направляется в сборный резервуар 15. Насос 14 направляет напиток на розлив.

В первой и последней секциях пластинчатой установки напиток медленно движется по обе стороны от пластин сверху вниз. Каждая пластина имеет в верхней части по два отверстия, одно из которых предназначено для ввода продукта в межпластинный канал,

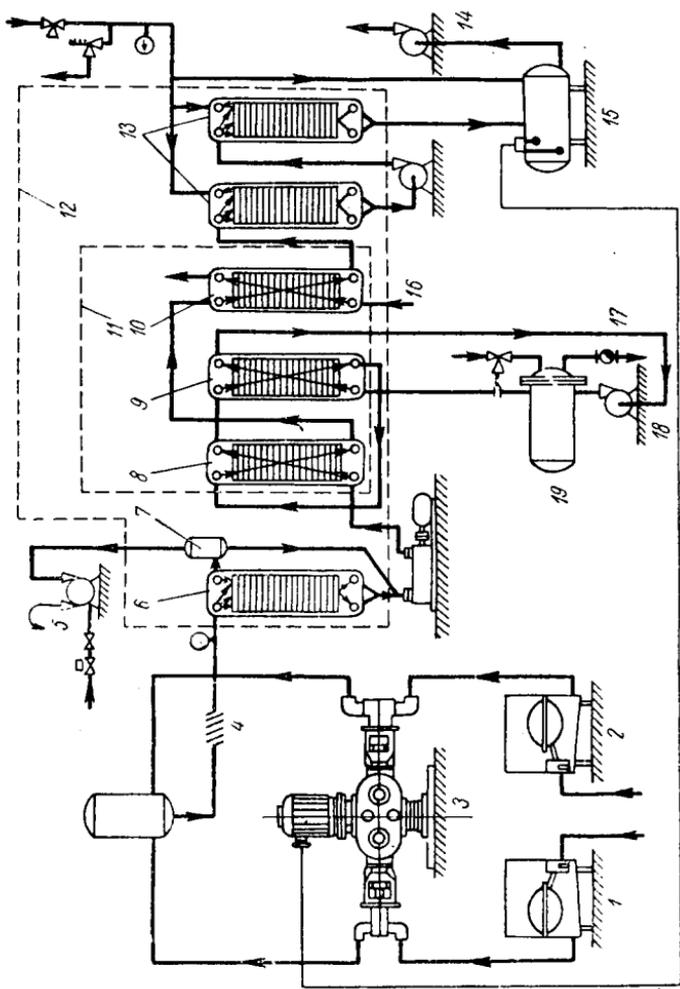


Рис. 45. Схема пластинчатой установки для деаэрации, пастеризации и сатурации напитков:
 1 — сироп; 2 — вода; 3 — дозирующий насос; 4 — регулятор давления; 5 — вакуумный насос;
 6 — секция вакуумирования; 7 — отделитель; 8 — регенератор; 9 — пастеризатор; 10 — секция охла-
 ждения воды; 11 — пастеризационно-охлаждательный контур; 12 — пластинчатый аппарат; 13 — секция
 сатурации; 14 — насос; 15 — резервуар; 16 — насос; 17 — конденсат; 18 — насос для горячей воды;
 19 — теплообменник

а другое — для отвода из этого канала воздуха или, наоборот, для ввода газа в канал. Нагрев напитка в пастеризационной секции осуществляется горячей водой, которая циркулирует через теплообменник 19 и пастеризационную секцию при помощи насоса 18. Отданное в пастеризаторе тепло вода восполняет в теплообменнике 19, куда для ее нагрева подается водяной пар.

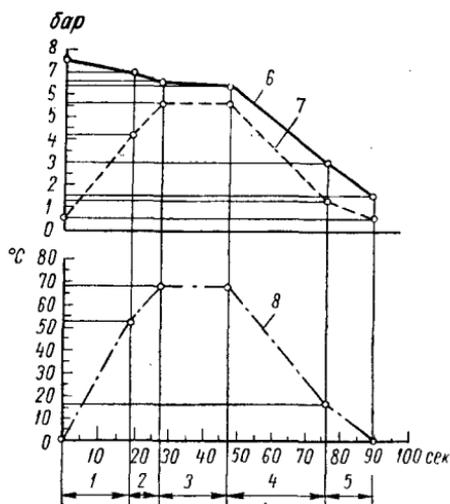


Рис. 46. Графики изменения давления и температуры в процессе пастеризации пива:

1 — нагревание в регенераторе; 2 — пастеризация; 3 — выдержка; 4 — охлаждение в регенераторе; 5 — охлаждение в охладителе; 6 — давление пива; 7 — давление насыщения CO_2 ; 8 — температура пива

В некоторых случаях, например при пастеризации пива в пластинчатых пастеризационных установках, насыщение напитков газом происходит перед пастеризацией. Тогда процесс тепловой обработки следует вести так, чтобы газ не выделялся из напитка, иначе теплопередача ухудшилась бы из-за образования между пластинами газовых мешков, обильных пенной.

Газовыделение можно предотвратить, повысив давление напитка настолько, чтобы оно превышало давление насыщения газа. На рис. 46 в качестве примера представлены графики изменения температуры и давления светлого пива и углекислого газа в процессе пастеризации пива в пластинчатой пастеризационно-охладительной установке «Феникс APV».

Гидродинамика пластинчатых аппаратов

Гидравлическое сопротивление аппаратов с каналчатыми пластинами

Канальчатые пластины снабжены выштампованными или выфрезерованными прямолинейными каналами прямоугольного или трапецеидального сечения. Эти каналы соединены при помощи криволинейных каналов, обеспечивающих изменение направления движения жидкости на 180° . Таким образом, полное сопротивление всех каналов одной пластины можно в принципе рассматривать как сумму сопротивлений прямолинейных и криволинейных участков. При этом, конечно, сопротивления криволинейных участков будут значительно выше сопротивлений прямолинейных участков.

Повышенные сопротивления криволинейных участков можно объяснить следующими причинами. При входе жидкости в криволинейный участок основной поток ускоряется из-за падения давления на внутренней стенке и тормозится из-за повышения давления на внешней стенке. Таким образом, на входе в криволинейный участок турбулентность потока затухает у внутренней стенки и возрастает у внешней. Переформирование профиля скоростей на криволинейном участке идет за счет некоторой части энергии, сообщенной потоку. Кроме того, определенная часть энергии расходуется на поддержание вторичного течения, которое возникает в криволинейных каналах вследствие того, что на частицы жидкости с большей скоростью в средней части канала действует большая центробежная сила, чем на частицы с меньшей скоростью около стенок. Рис. 47 иллюстрирует сказанное.

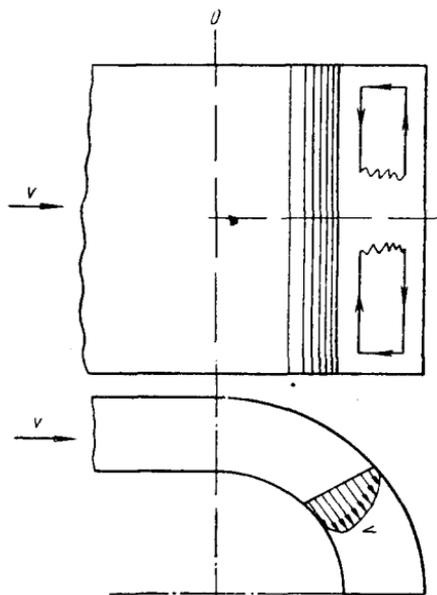


Рис. 47. Схема вторичного течения в криволинейном канале

Сопротивления плоского криволинейного участка, обеспечивающего поворот на 180° , изучал Ф. М. Тарасов. Верхняя крышка опытного канала была прозрачной, что позволяло кроме измерений вести визуальные наблюдения за струйками подкрашенной жидкости. Так же как и в прямолинейных каналах, в каналах криволинейной формы основной поток жидкости может двигаться ламинарно и турбулентно. Для вычисления коэффициента сопротивления при повороте на 180° Ф. М. Тарасовым в случае ламинарного движения рекомендована формула

$$\zeta = \frac{35,6}{\text{Re}^{0,74}} \left(\frac{r}{\delta} \right)^{0,985}$$

и в случае турбулентного

$$\zeta = \frac{4,5}{\text{Re}^{\frac{1}{3}}} \left(\frac{r}{\delta} \right)^{0,705},$$

где $\text{Re} = \frac{vD_s}{\nu}$ — число Рейнольдса; D_s — эквивалентный диаметр канала; ν — кинематический коэффициент вязкости жидкости;

δ — зазор между пластинами (глубина канала);

r — радиус кривизны канала.

Сопротивления прямолинейных участков можно рассчитывать по формуле

$$\Delta p = \lambda_0 \frac{l}{D_0} \rho \frac{v^2}{2}.$$

Сумма всех сопротивлений по длине и всех местных сопротивлений является сопротивлением одного межпластинного канала. Однако такой расчет сопротивлений канальчатых пластин дает завышенные результаты вследствие того, что не вся жидкость, поступающая в зазор между пластинами, движется последова-

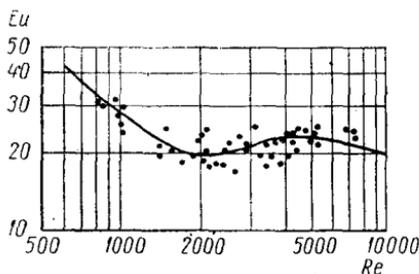


Рис. 48. Гидравлическое сопротивление аппарата, имеющего пластины с горизонтальными каналами

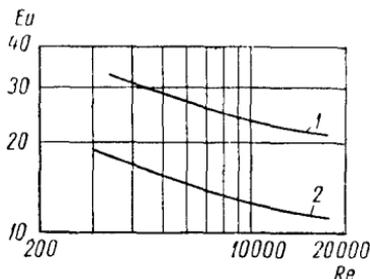


Рис. 49. Гидравлическое сопротивление аппарата с пластинами «Астра»:

1 — горячий поток; 2 — холодный поток

тельно из одного канала в другой. Часть ее движется поперек каналов по кратчайшему расстоянию от одного углового отверстия к другому. Перетекание жидкости, наблюдавшееся В. Д. Сурковым и Н. Н. Липатовым [12], происходит оттого, что на практике фактически невозможно плотно по всей поверхности прижать к канальчатым пластинам разделительные гладкие пластины. Проникновение жидкости поперек гребней является причиной резкого снижения скорости ее движения непосредственно в каналах, что и приводит к уменьшению гидравлического сопротивления. Сурков и Липатов показали, что сопротивления в канальчатой пластине значительно ближе к сопротивлению при движении жидкости только поперек гребней, чем к теоретическому сопротивлению организованного движения по каналам.

Количество протекающей жидкости в каждом отдельном случае бывает различным. Учесть его чрезвычайно трудно, так как оно зависит от целого ряда причин: от конструкции пластин, от давлений с обеих сторон разделительной пластины и т. д. В связи с этим определенный интерес представляют испытания непосредственно промышленных аппаратов.

На рис. 48 и 49 представлены результаты таких испытаний, проведенных А. Р. Ястребенецким и Л. М. Коваленко [5]. Испы-

танию были подвергнуты два аппарата. Ниже приведена характеристика аппарата, имеющего пластины с горизонтальными каналами (рис. 48).

Число каналов на пластине	9
Габаритные размеры пластин в мм	1050×300
Диаметр угловых отверстий в мм	60
Толщина пластины в мм	1,3
Расстояние между пластинами в мм	3—5
Эквивалентный диаметр в м	0,0065
Схемы включения пластин	$\frac{7}{4+3}$; $\frac{6}{3+3}$; $\frac{4}{2+2}$
Поверхность теплообмена пластины в м ²	0,218

При расчете аппаратов с такими пластинами целесообразно прибегнуть к использованию графиков (рис. 48 и 49) зависимости критериев Эйлера от чисел Рейнольдса. Эти графические зависимости позволяют рассчитывать полное сопротивление пластин с учетом сопротивлений входа в каналы и выхода из них, поэтому их отдельно рассчитывать не следует. В случае, если приняты соответствующие меры, исключающие возможность перетекания жидкости, расчет сопротивлений, в том числе и сопротивлений входа и выхода, следует вести раздельно для каждого участка.

Гидродинамика каналов из ленточно-поточных пластин

Наличие рифлей на теплопередающих частях пластин придает пластинам определенную жесткость и способствует наступлению турбулентного режима при значительно меньших скоростях движения жидкости между пластинами, чем это имеет место в гладкостенных прямолинейных каналах.

Так, например, Лори, исследовавший пластины с треугольными рифлями, указывает, что турбулентный режим движения наступает при числах Рейнольдса, больших 180; Годман называет значение 160; Думметт, исследовавший пластины с трапецидальными рифлями, приводит число 200; Труп, Морган и Прифти для пластин с треугольными рифлями также называют величину 200.

Преждевременную смену режимов течения жидкости между рифлеными пластинами по сравнению с прямолинейными каналами можно объяснить тем, что в рифленых каналах распределение скоростей по сечению канала не остается постоянным, как в прямолинейных каналах, а изменяется по мере продвижения потока по каналу. Прандтль, а вслед за ним и Коваленко теоретически показали, что при движении жидкости по

криволинейному каналу давление в жидкости увеличивается при переходе от вогнутой стороны линии тока к выпуклой. Следовательно, в соответствии с уравнением Бернулли на внутренней стороне изогнутой части потока скорость движения при переходе от прямолинейной части канала к изогнутой увеличивается, а на внешней, наоборот, уменьшается, причем совершенно безразлично, является ли внешняя стенка плоской или изогнутой с выпуклостью, обращенной наружу.

В криволинейных межпластинных каналах выпуклости и впадины на обеих пластинах чередуются, что приводит к периоди-

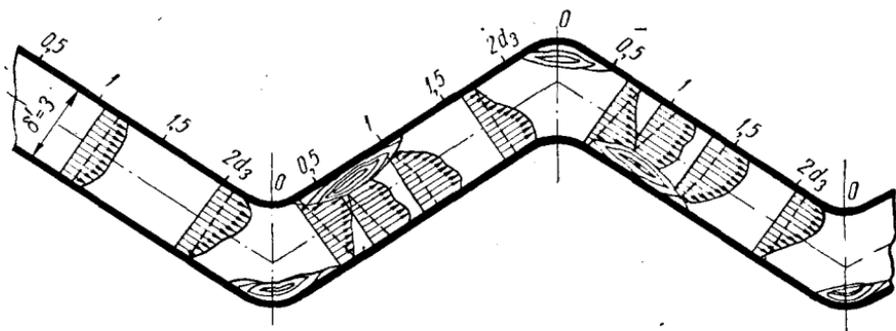


Рис. 50. Профили скоростей и давлений в сечениях зигзагообразного канала:

—— — профиль скоростей; - - - - - профиль давлений

ческим изменениям скоростей частиц жидкости, которые то ускоряют, то замедляют свое движение. На рис. 50 приведена иллюстрация сказанному.

Непрерывное изменение распределения скоростей по сечениям канала приводит к образованию вихрей в каждой впадине, на поддержание которых расходуется дополнительная энергия потока, благодаря чему гидравлическое сопротивление рифленых каналов выше сопротивления прямолинейных при прочих одинаковых условиях. Наличие таких вихрей наблюдалось нами на прозрачной модели. Частицы машинного масла и воздушные пузырьки, впускаемые в поток движущейся по каналу воды, совершали интенсивное движение по замкнутой траектории в каждой впадине, причем форма траектории напоминала форму груши, обращенной своим концом по направлению движения основного потока. По мере увеличения расхода жидкости, проходящей через канал, скорость движения пузырьков увеличивалась, а траектория их движения вытягивалась в сторону общего движения потока. Вместе с тем некоторые пузырьки, подхваченные потоком, уносились из впадин, а их место занимали последующие.

Визуальные наблюдения полностью подтвердились результатами измерения поля скоростей в сечении, проходящем через

вершины двух соответствующих рифлей пластин. На рис. 51 представлены результаты таких исследований для канала с треугольными рифлями, имеющими угол при основании 30° и шаг рифления 80 мм. Зазор между пластинами составлял 50 мм. Из рис. 51 видно, что максимальная скорость потока наблюдается на некотором расстоянии от выступа и по мере увеличения расстояния резко снижается, а на расстоянии от угла впадины, равном примерно одной третьей зазора, скорость изменяет свое направление на обратное, что свидетельствует о наличии вихря во впадине. Увеличение скорости движения основного потока приводит к более интенсивному вращению вихря, о чем свидетельствует увеличение отрицательной скорости.

Опыты многих исследователей показали, что гидравлическое сопротивление рифленого канала меньше, чем сумма всех местных сопротивлений по длине, исследованных отдельно. Другими словами, при расчете гидравлического сопротивления рифленого канала нельзя прибегать к использованию метода наложения потерь. Это может быть объяснено следующим образом. Каждое местное сопротивление нарушает структуру потока и в случае ламинарного его движения приводит к тому, что на некотором участке пути за сопротивлением движение потока может оказаться турбулентным. Если очередное местное сопротивление достаточно удалено от предыдущего, то искусственно вызванная турбулентность успеет погаснуть и это сопротивление вновь будет выводить поток из состояния ламинарного движения в турбулентное. При этом будет израсходовано столько же энергии, как и в предыдущем случае.

Если же местные сопротивления расположены настолько близко друг за другом, что расстояния между ними окажутся меньше участков гидродинамической стабилизации потоков, то турбулентное движение будет вызвано только первым сопротивлением, а остальные будут лишь поддерживать турбулентность

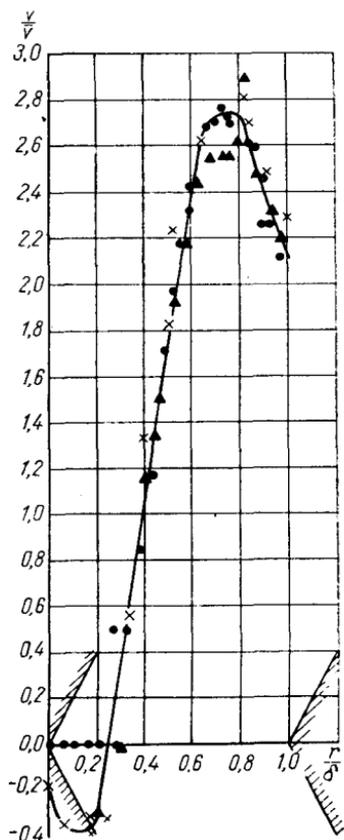


Рис. 51. Распределение скоростей между выступом и впадиной канала:

▲ — $v = 14,2$ см/сек; ● — $v = 33,3$ см/сек; × — $v = 64$ см/сек

на определенном уровне. Естественно, что в последнем случае будет израсходовано меньше энергии, чем в первом, хотя число турбулизаторов и будет одинаковым. Именно такой случай имеет место при движении жидкостей между рифлеными пластинами пластинчатых теплообменников.

В связи с этим было предложено рассчитывать гидравлическое сопротивление рифленых каналов так же, как и сопротивления прямолинейных каналов, для расчета которых применима формула (9). Коэффициент трения по длине λ_0 необходимо в этой формуле заменить условным коэффициентом трения $\lambda_{усл}$, определяемым экспериментально для каждого конкретного канала, длину канала L — развернутой длиной рифленого канала, диаметр D — эквивалентным диаметром канала, а вместо скорости потока v следует подставить ее значение, вычисленное для сечения межпластинного канала с зазором между пластинами, равным толщине уплотнительной прокладки.

Часто при гидравлических исследованиях каналов из стандартных пластин результаты приводят в виде зависимости критерия Эйлера ($Eu = \frac{\Delta p}{\rho v^2}$) от числа Рейнольдса, однако ценность такого вида формул несколько снижается вследствие того, что потеря давления Δp включает в себя одновременно потерю давления при входе в канал, при движении по рифленому каналу и при выходе из него. Естественно, что доля сопротивлений входа в канал и выхода из него в полном сопротивлении будет зависеть от формы входных и выходных отверстий, а также от числа рифлей на пластине. С увеличением последних доля сопротивлений входа и выхода будет уменьшаться. Некоторые авторы считают, что сопротивления входа и выхода малы по сравнению с сопротивлением рифленого канала, однако опыты Мак Килопа и его сотрудников показали, что сопротивления входа и выхода могут достигать половины сопротивления самого канала.

В связи с этим нам представляется, что более правильным способом расчета гидравлических сопротивлений является вычисление отдельно сопротивлений входа и выхода и сопротивлений рифленого канала с последующим их суммированием. Однако до сих пор сопротивления входа и выхода в отдельности от сопротивлений канала практически не исследованы. Это пока затрудняет использование такого метода.

Приведем результаты исследований наиболее часто встречающихся форм рифленых каналов. Наиболее простой является синусоидальная форма рифления. Такая форма применяется в установках с пластинами типа «Альборн-5», «Прогресс-149» и др.

Н. В. Барановский [1] исследовал сопротивления каналов из пластин «Альборн-5». Схема продольного сечения канала между двумя такими пластинами приведена на рис. 52. В результате исследований установлено, что смена ламинарного режима

турбулентным происходит при числе Рейнольдса больше 1000. Значение условного коэффициента трения (с учетом сопротивлений входа и выхода) для ламинарного режима движения жидкости по каналу может быть определено по формуле

$$\lambda_{усл} = \frac{248}{Re^{0,77}}, \quad (11)$$

а для турбулентного режима

$$\lambda_{усл} = \frac{7}{Re^{0,25}}. \quad (12)$$

Формула (11) применима в области $150 \leq Re \leq 1000$, а формула (12) — $1000 \leq Re \leq 20\,000$. В качестве определяющего геометрического размера в числе Рейнольдса принят эквивалентный диаметр, равный удвоенной толщине уплотнительной прокладки ($D_s = 0,0118$ м). Скорость движения жидкости также отнесена к сечению, где высота его равна толщине уплотнительной прокладки.

Для получения турбулентного течения при меньших скоростях движения жидкости стали применять рифли, заставляющие поток более резко изменять направление движения. Синусоидальные рифли были заменены трапециевидными. Пластины с такими рифлями выпускают машиностроительные заводы Чехословакии, фирмы «APV» (Англия) и «Честер-Иенсен» (США). На наших заводах встречаются установки чехословацкого и английского производства.

Мак Килоп и его сотрудники [22], исследовавшие гидравлическое сопротивление теплообменника, сконструированного из пластин «Парафлоу-НМ» с гладкостенными трапециевидными рифлями, нашли, что результаты эксперимента лучше всего отвечают формуле

$$\lambda_{усл} = \frac{12,8}{Re^{0,29}}.$$

Основные размеры межпластинного канала следующие:

Развернутая длина канала в м	0,826
Ширина потока в м	0,219
Зазор между пластинами в мм	4,88
Теплопередающая поверхность одной пластины в м ²	0,1856

Вычисления по этой формуле с точностью до 10% совпадают с данными Думметта [18], представленными графически на рис. 53.

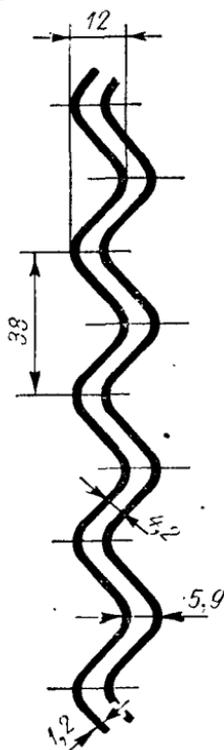


Рис. 52. Сечение канала между пластинами «Альборн-5»

Опыты Думметта проводились на лабораторной модели. По оси ординат отложена величина $\frac{\tau}{\rho v^2}$, связанная с условным коэффициентом трения соотношением

$$\frac{\tau}{\rho v^2} = \frac{\lambda_{усл}}{8}.$$

Как свидетельствует график, вид кривой напоминает аналогичную зависимость для гладкостенных труб, однако переход

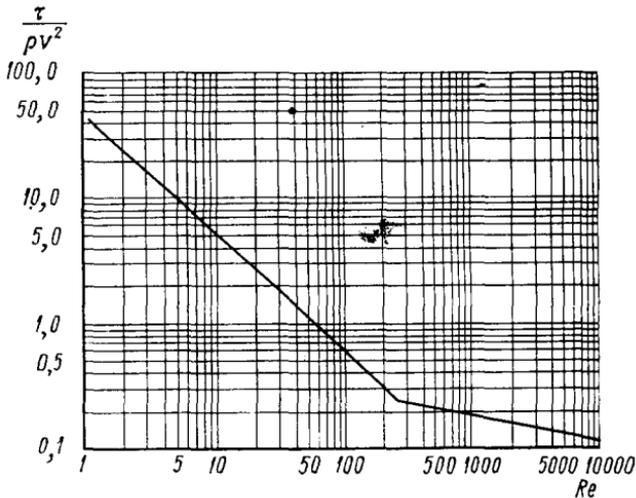


Рис. 53. Опыты Думметта по гидравлическому сопротивлению каналов с трапециевидными рифлями

от ламинарного режима течения к турбулентному осуществляется при числе $Re = 200$ вместо обычного $Re = 2300$.

В пятидесятых годах фирма «APV» выпустила пластину, снабженную трапециевидными рифлями с дополнительным мелким рифлением их поверхности, что, по мнению конструкторов, должно было еще более интенсивно турбулизовать потоки, движущиеся между пластинами, и интенсифицировать теплообмен, особенно при малых скоростях потоков.

Н. В. Барановский совместно с А. Ф. Генераловым исследовали гидравлическое сопротивление аппаратов с пластинами типа «Парафлору-НХ».

Продольное сечение межпластинного канала приведено на рис. 54.

Опыты показали, что сопротивление каналов с такими рифлями значительно выше сопротивлений ранее рассмотренных каналов.

Для вычисления условного коэффициента трения (с учетом сопротивлений входа и выхода) получена формула

$$\lambda_{усл} = \frac{143}{Re^{0,55}} \cdot$$

Формула справедлива для $1000 \leq Re \leq 23\,000$. Показатель степени у числа Рейнольдса свидетельствует о том, что в указанном диапазоне чисел Рейнольдса не существует развитого турбулентного режима. Причина, вероятно, заключается в том, что при примененном отношении шага рифления к зазору между пластинами толщина пограничных слоев, ламинарно движущихся вдоль обеих пластин, соизмерима с зазором между пластинами.

Заводами СССР, а также фирмами «Альфа Лаваль», «Де Лаваль», «Астра» и другими выпускаются пластины с треугольными рифлями. Именно такие пластины нашли более других свое применение в пищевой и химической промышленности большинства стран мира. Вместе с тем, несмотря на большое распространение в промышленности аппаратов с такими пластинами, их гидравлические сопротивления до последнего времени не были исследованы. Лишь в 1961 г. в трудах ВНИИЭКИпродмаша были опубликованы результаты исследований Н. В. Барановского и А. Ф. Генералова по гидравлическому сопротивлению каналов, образованных пластинами с треугольными рифлями между ними при двух различных толщинах уплотнительных прокладок (3,5 и 5,9 мм). Продольное сечение канала между пластинами типа П-2 приведено на рис. 55.

При зазоре между пластинами в 3,5 мм в области чисел Рейнольдса от 500 до 30 000 условный коэффициент трения (с учетом

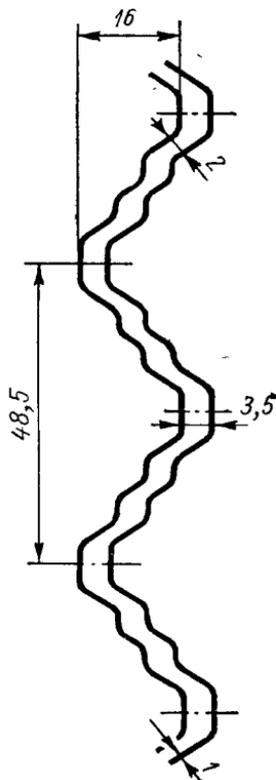


Рис. 54. Сечение канала между пластинами «Парафлоу-НХ»

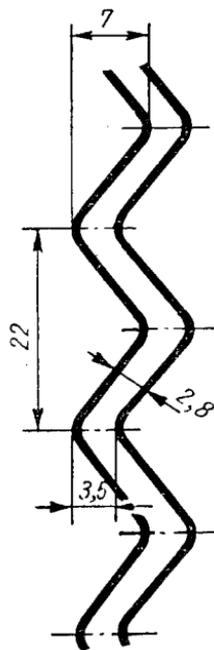


Рис. 55. Сечение канала между пластинами П-2

сопротивлений входа и (выхода) можно определить по формуле

$$\lambda_{усл} = \frac{122}{\text{Re}^{0,55}}.$$

Л. М. Коваленко [5], исследовавший такие же каналы, приводит формулу

$$\lambda_{усл} = \frac{21,8}{\text{Re}^{0,25}}.$$

Формула рекомендована для чисел Рейнольдса от 200 до 20 000.

Расхождения в вычислениях по этим двум формулам чрезвычайно велики.

Для случая, когда толщина уплотнительной прокладки составляет 5,9 мм, Барановский и Генералов получили формулу

$$\lambda_{усл} = \frac{20,2}{\text{Re}^{0,25}},$$

применимую в области изменения чисел Рейнольдса от 1000 до 25 000.

При числах Рейнольдса от 230 до 1000 формула имеет вид

$$\lambda_{усл} = \frac{1950}{\text{Re}^{0,9}}.$$

И, наконец, для пластин типа «Альфа Лаваль» Р-15 Коваленко приводит формулу

$$\lambda_{усл} = \frac{5,7}{\text{Re}^{0,25}}.$$

Область применения этой формулы находится между числами Рейнольдса от 2000 до 20 000.

Четыре последние формулы, так же как и предыдущие, наряду с сопротивлением межпластинного канала учитывают сопротивление входа и выхода.

Приведенные формулы свидетельствуют о том, что геометрические характеристики межпластинных каналов самым существенным образом влияют на гидравлическое сопротивление. Таким образом, данные, полученные при исследовании аппарата, окажутся непригодными для расчета аппарата с такими же пластинами, но при измененном расстоянии между ними. В связи с этим влияние геометрических характеристик межпластинных каналов на гидравлическое сопротивление последних требует специального исследования.

Такие исследования были проведены в Ленинградском технологическом институте холодильной промышленности автором настоящей главы. Было исследовано семь пар пластин с треуголь-

ными рифлями, отличающимися друг от друга шагом рифления и углом при основании рифля. Шаг рифления l изменялся от 10 до 40 мм, а угол при основании рифля β — от 20 до 50°. Сопротивления каждой пары пластин исследовались при расстояниях между пластинами δ от 1,5 до 10 мм. Все пластины имели достаточно

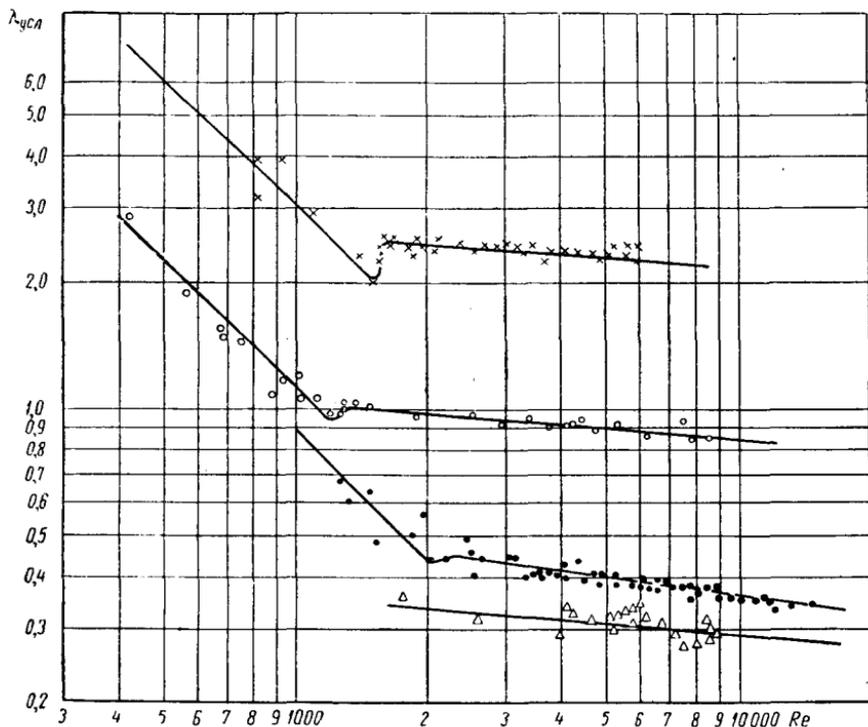


Рис. 56. Зависимость условного коэффициента трения от числа Рейнольдса при больших расстояниях между пластинами:

- — $\delta = 6,0$ мм, $l = 10$ мм, $\beta = 30^\circ$;
- △ — $\delta = 9,8$ мм, $l = 20$ мм, $\beta = 20^\circ$;
- — $\delta = 9,8$ мм, $l = 20$ мм, $\beta = 30^\circ$;
- × — $\delta = 9,8$ мм, $l = 20$ мм, $\beta = 40^\circ$

длинные прямолинейные входные и выходные участки, призванные исключить влияние входа и выхода на сопротивление рифленого канала. Опыты показали, что на гидравлическое сопротивление рифленого канала существенное влияние оказывают все перечисленные геометрические характеристики (l , β , δ). Во всех случаях с увеличением отношения $\frac{\delta}{l}$ уменьшение гидравлического сопротивления сопровождается некоторым увеличением численного значения условного коэффициента трения. Увеличение угла β , естественно, повышает гидравлическое сопротивление.

Установлено, что возможны два качественно различных случая движения жидкости между рифлеными пластинами.

Первый случай подобен движению жидкости по шероховатым трубам, когда основная масса жидкости движется прямолинейно. Он имеет место при достаточно больших расстояниях

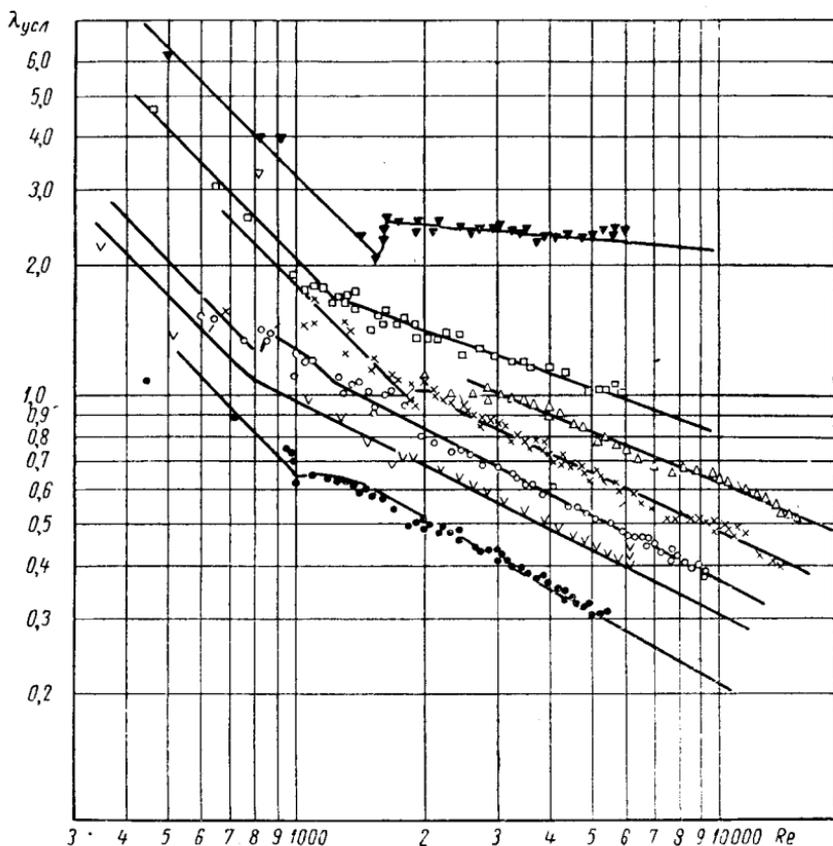


Рис. 57. Зависимость условного коэффициента трения от числа Рейнольдса при малых зазорах между пластинами:

● — $\delta = 1,5$ мм; ▽ — $\delta = 2,8$ мм; ○ — $\delta = 3,0$ мм; × — $\delta = 4,5$ мм;
 △ — $\delta = 6,0$ мм; □ — $\delta = 7,0$ мм; ▼ — $\delta = 9,8$ мм

между пластинами, когда рифли обеих пластин не пересекают прямолинейной продольной оси канала.

Второй случай имеет место при достаточно малых расстояниях между пластинами, когда рифли одной из них заходят в пространства между рифлями другой. При этом поток движется прямолинейно между образующими рифлей только Re лишь от поворота до поворота.

На рис. 56 и 57 представлены зависимости условного коэффициента трения от чисел Рейнольдса для первого и второго случаев

движения. Из графиков видно, что в первом случае эта зависимость действительно напоминает аналогичную зависимость для шероховатых труб. В турбулентной области движения условный коэффициент почти не зависит от числа Рейнольдса, но сильно зависит от угла β и отношения $\frac{\delta}{l}$. Критическое число Рейнольдса также является функцией этих параметров.

Во втором случае наблюдается более резко выраженная зависимость условного коэффициента трения от числа Рейнольдса. С уменьшением отношения $\frac{\delta}{l}$ наклон линий, характеризующих зависимость условного коэффициента трения от числа Рейнольдса, увеличивается, что свидетельствует о затухании турбулентности с уменьшением расстояния между пластинами. Чрезмерное уменьшение этого расстояния может привести к слиянию пограничных слоев, ламинарно движущихся вдоль обеих пластин, в единый ламинарный поток, заполнивший все межпластинное пространство. При этом турбулизующее действие поворотов приобретает местный характер вследствие увеличения относительной длины прямолинейных участков между поворотами. Увеличение относительной длины прямолинейных участков приводит также и к некоторому уменьшению численных значений условного коэффициента трения. В связи с этим линии, соответствующие меньшим расстояниям между пластинами, расположены ниже и наклонены круче.

Математическая обработка результатов исследований позволила аппроксимировать их следующими формулами.

Для случая ламинарного движения между пластинами с $\beta = 20^\circ$, $l = 20$ мм и $\delta = 3-8,4$ мм

$$\lambda_{усл} = \frac{1400}{\text{Re} \left(\frac{l}{\delta} \right)^{0,6}}.$$

При ламинарном режиме течения в остальных каналах

$$\lambda_{усл} = \frac{7000}{\text{Re}} \cdot \frac{\delta}{l}.$$

Критическое число Рейнольдса, характеризующее конец ламинарного режима, приближенно может быть вычислено по формуле

$$\text{Re}_{кр} \approx 10^7 \frac{l\delta}{L_1^2} \text{tg} \beta^{-0,715},$$

где L_1 — условная длина канала, равная одному метру.

При турбулентном режиме течения для второго, наиболее часто встречающегося на практике случая, условный коэффициент

трения для всех исследованных пластин может быть вычислен по формуле

$$\lambda_{усл} = \frac{28.8 \operatorname{tg} \beta^{1.33} \left(\frac{l}{\delta} - 2 \right)^{\frac{1}{3}}}{\operatorname{Re}^{0.38} \left(\frac{l}{\delta} - 2 \right)^{0.189}},$$

которая применима в пределах $\operatorname{Re}_{кр} < \operatorname{Re} \leq 16\,000$; $\beta = 20 \div 50^\circ$; $\frac{l}{\delta} = 2,04 \div 14$; $\nu = (0,5-9) \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек.}$

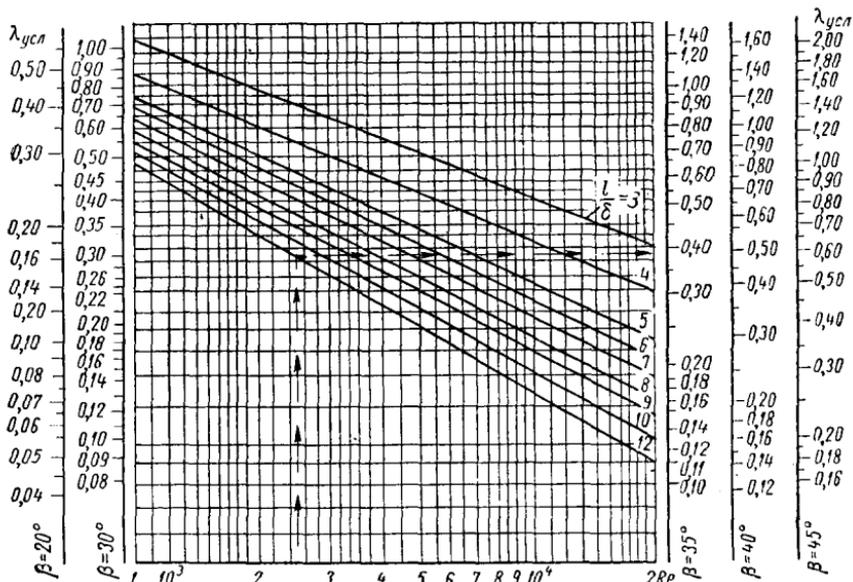


Рис. 58. Номограмма для нахождения условного коэффициента трения

Эта зависимость несколько громоздка, поэтому для облегчения практических расчетов она представлена графически в виде достаточно простой и удобной номограммы на рис. 58.

Чтобы при помощи номограммы найти значение условного коэффициента трения при данном числе Рейнольдса, достаточно:

1) найти на горизонтальной оси нужное число Рейнольдса и восставить из этого места перпендикуляр до наклонной линии, соответствующей значению $\frac{l}{\delta}$ для рассчитываемого канала;

2) провести горизонталь от места пересечения вертикали с наклонной линией до вертикальной шкалы, соответствующей нужному значению угла β , и на ней прочесть ответ.

Первый случай движения жидкости между пластинами на практике применяется чрезвычайно редко и поэтому исследовался

меньше, однако для расчета сопротивлений каналов, рассмотренных на рис. 58, можно использовать формулу

$$\lambda_{\text{усл}} = 10^{2,35\beta - 1,04} \text{Re}^{-0,077},$$

где β — угол при основании рифля, измеренный в радианах.

Формула справедлива для $\beta = 20 \div 40^\circ$, $\frac{l}{\delta} = 2,04$.

Гидродинамика каналов из сетчато-поточных пластин

Сетчато-поточные пластины характерны тем, что поток, продвигаясь между ними, периодически изменяет направление движения в двух плоскостях, разъединяясь на отдельные струи и сливаясь вновь. Это способствует чрезвычайно интенсивной турбулизации потока даже при таких малых скоростях, как 0,05 м/сек. Гидродинамика сетчато-поточных каналов изучена еще меньше, чем каналов между ленточно-поточными пластинами.

Л. М. Коваленко, исследовавший гидравлические сопротивления каналов, образованных пластинами типа «Розенблад» 3S, приводит следующую формулу:

$$\lambda_{\text{усл}} = \frac{22,4}{\text{Re}^{0,25}}. \quad (13)$$

Формула справедлива для чисел Re от 200 до 20 000.

Для расчета условного коэффициента трения в каналах из отечественных пластин типа 0,5 с рифлями «в елочку» Коваленко рекомендует ту же формулу, а в случае, если используются пластины с поверхностью 0,2 м², в ней необходимо изменить коэффициент с 22,4 на 25.

Е. Л. Уотсон и его сотрудники, исследовавшие гидравлическое сопротивление каналов между пластинами типа «Суперплейт-Е», приводят формулу

$$\lambda_{\text{усл}} = \frac{7,6}{\text{Re}^{0,11}}.$$

Н. В. Барановский и А. Ф. Генералов, исследовавшие гидравлическое сопротивление каналов между пластинами «Суперплейт-S», получили формулу

$$\lambda_{\text{усл}} = \frac{5,85}{\text{Re}^{0,25}}.$$

Формула применима в пределах $1000 \leq \text{Re} \leq 25\,000$.

Теплоотдача пластинчатых теплообменников

Теплоотдача аппаратов с канальчатыми пластинами

Первые сведения по теплопередаче в аппаратах с канальчатыми пластинами относятся к 1937 г., когда В. Фритц и У. Меннике опубликовали исследования теплопередачи в аппаратах с пластинами

типа «Астра». Авторы пришли к выводу, что наиболее удовлетворительно опыты согласуются с формулой Крауссольтца

$$Nu = 0,024 Re^{0,8} Pr^{0,37}$$

и преобразованной формулой Меркеля

$$Nu = 0,0117 Re^{0,87} Pr^{0,435}$$

В последней формуле в качестве характерного линейного размера в числе Nu принят термический эквивалентный

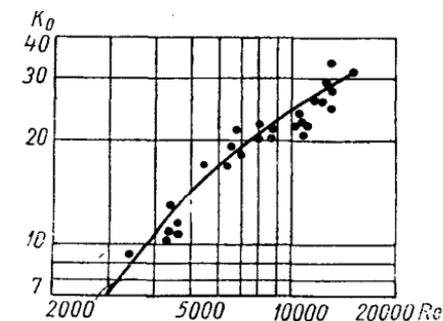


Рис. 59. Теплоотдача в аппарате с пластинами типа «Астра»

диаметр $D_{терм} = 0,0111$ м, а в числе Re — гидравлический эквивалентный диаметр $D_{гидр} = 0,00808$ м.

В. А. Карасенко [4] исследовал, как влияет на теплоотдачу длина прямолинейных участков. Им получена обобщенная формула

$$Nu = \chi Re^m Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}$$

где $\chi = 8,14 \left(\frac{l}{D_3} \right)^{-0,338} - 1,77$;

l — длина прямолинейных участков;

D_3 — эквивалентный гидравлический диаметр;

$$m = 0,322 + 0,002 \times \frac{l}{D_3};$$

$Pr, Pr_{ст}$ — числа Прандтля, вычисленные по средним температурам жидкости и стенки.

В опытах Карасенко были приняты меры предосторожности против перетекания жидкости между канальчатой и разделительной пластинами через гребни из-за неплотностей. На практике же, как показали опыты Суркова и Липатова, невозможно избежать перетеканий, поэтому для практических расчетов удобнее использовать графики Ястребенецкого и Коваленко, полученные при ис-

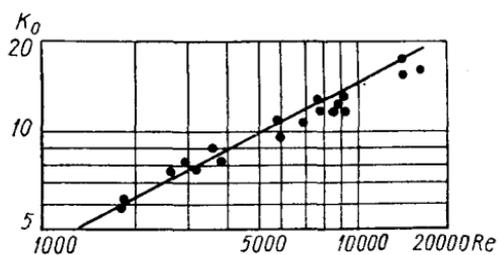


Рис. 60. Теплоотдача в аппарате с пластинами, снабженными горизонтальными каналами

пытаниях промышленных аппаратов из пластин с вертикальными каналами типа «Астра» и пластин с горизонтальными каналами. Эти графики приведены на рис. 59 и 60, где представлены зависимости комплекса $K_0 = Nu Pr^{-0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{-0.25}$ от числа Рейнольдса.

Теплоотдача ленточно-поточных каналов

Вопросам теплообмена в пластинчатых аппаратах посвящено значительно больше работ, чем вопросам гидродинамики. Первой такой работой по изучению теплообмена в ленточно-поточных каналах была статья Д. Бэма [14], исследовавшего передачу тепла в аппаратах из пластин с треугольными и трапецеидальными рифлями. Впоследствии появилось большое число работ по теплоотдаче в аппаратах с самыми разнообразными пластинами.

Для вычисления теплоотдачи между пластинами с синусоидальными рифлями (рис. 52) в области $400 \leq Re \leq 17\,000$ Н. В. Барановским и А. Ф. Генераловым рекомендована формула

$$Nu = 0,309 Re^{0.6} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0.25}, \quad (14)$$

где $Nu = \frac{\alpha D_s}{\lambda}$ — число Нуссельта;

α — коэффициент теплоотдачи.

Теплоотдача в каналах с трапецеидальными рифлями исследовалась многими авторами. Бэм предлагает вычислять теплоотдачу между пластинами типа «APV-Йорк» (рис. 61) по формуле

$$Nu = 0,214 Re^{0.65} Pr^y, \quad (15)$$

где $y = 0,4$ при нагревании и $y = 0,3$ при охлаждении.

Формула действительна для $650 \leq Re \leq 3500$ и $Pr = 2 \div 10$ (в соответствии с условиями опыта).

Теплоотдача в каналах между пластинами с трапецеидальными рифлями «Парафлоу-НМ» исследовалась Уотсоном и его сотрудниками. При нагревании воды, средняя температура которой была $40-50^\circ C$, в области $4000 \leq Re \leq 20\,000$ получена формула

$$Nu = 0,15 Re^{0.8}.$$

Теплоотдачу в каналах между пластинами «PDN-1000» чехословацкого производства исследовал З. Октаец [21]. Пластина «PDN-1000» имеет поверхность теплопередачи $0,3645 \text{ м}^2$, площадь проходного сечения между пластинами в сечении с наибольшей высотой составляет $0,00127 \text{ м}^2$, эквивалентный диаметр равен $0,0077 \text{ м}$. Продольное сечение межпластинного канала приведено на рис. 61.

Для турбулентного режима течения между такими пластинами получена формула

$$Nu = 0,1165 Re^{0,7} Pr^{0,35}.$$

Б. Джексон и Р. Труп [19] исследовали теплоотдачу при ламинарном режиме в каналах между пластинами типа «Честер-Иенсен-НТ» (рис. 61). В пределах $0,05 \leq Re \leq 400$ результаты экспериментов удовлетворительно аппроксимируются формулой

$$Nu = 0,742 Re^{0,38} Pr^{0,33} \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{0,14}. \quad (16)$$

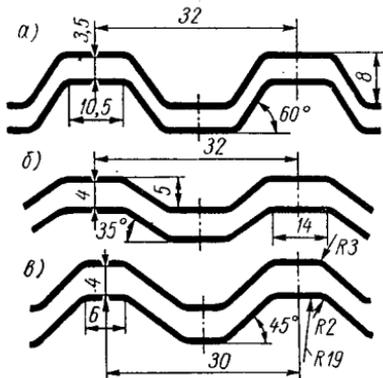


Рис. 61. Сечения каналов между пластинами с трапецидальными рифлями:

а — пластины «Честер-Иенсен»;
б — пластины «АРV-Йорк»,
в — пластины «PDN-1000»

дополнительным рифлением (рис. 54), получили следующие формулы: для $300 \leq Re \leq 1000$

$$Nu = 0,0096 Re^{1,06} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}; \quad (17)$$

для $1000 \leq Re \leq 25\ 000$

$$Nu = 0,122 Re^{0,7} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}. \quad (18)$$

Теплоотдача в каналах с треугольными рифлями исследована наиболее полно. Для упрощения изложения материала введем следующие обозначения: l — шаг рифления; β — угол при основании рифля; δ — зазор между пластинами, равный толщине уплотнительной прокладки; δ' — минимальный зазор между пластинами.

А. М. Гинстлинг и В. В. Барсов [3] для вычисления теплоотдачи в аппаратах с пластинами «Альфа Лаваль» Р-15 рекомендуют формулу

$$Nu = 0,208 Re^{0,65} Pr^y, \quad (19)$$

где y — то же, что и в формуле (15).

Числа Рейнольдса в опытах изменялись от 2500 до 18 000, а числа Прандтля — от 3,3 до 4,9.

Год спустя Коваленко опубликовал результаты своих исследований по теплоотдаче в аппаратах с пластинами типа 0,5 завода «Уралхиммаш». Межпластинные каналы в этом аппарате имели, как и в опытах Гинстлинга, следующую характеристику: $l = 30$ мм; $\beta = 30^\circ$; $\delta = 5,5$ мм; $\delta' = 4,8$ мм.

Для $200 \leq Re \leq 20\,000$ рекомендована формула

$$Nu = 0,1815 Re^{0,65} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}. \quad (20)$$

Барановский и Генералов рекомендуют вычислять теплоотдачу в аппаратах с пластинами П-2 и «Альфа-Лаваль» Р-11 в пределах $400 \leq Re \leq 25\,000$ по формуле

$$Nu = 0,125 Re^{0,7} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}. \quad (21)$$

Характеристика межпластинных каналов: $l = 22,5$ мм; $\beta = 35^\circ$; $\delta = 3,5$ мм; $\delta' = 2,8$ мм.

Вторая серия опытов проводилась на той же установке, но с увеличенным расстоянием между пластинами до $\delta = 5,9$ мм, $\delta' = 4,8$ мм. Были получены следующие формулы:

для $500 \leq Re \leq 1000$

$$Nu = 0,00799 Re^{1,15} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}; \quad (22)$$

для $1000 \leq Re \leq 25\,000$

$$Nu = 0,356 Re^{0,6} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}. \quad (23)$$

А. М. Масловым исследована теплоотдача в каналах, имеющих следующие характеристики:

канал № 1: $\delta = 1,85$ мм, $\beta = 30^\circ$, $l = 20$ мм;

канал № 2: $\delta = 2,25$ мм, $\beta = 30^\circ$, $l = 20$ мм;

канал № 3: $\delta = 1,4$ мм, $\beta = 40^\circ$, $l = 20$ мм;

канал № 4: $\delta = 2,85$ мм, $\beta = 40^\circ$, $l = 20$ мм.

Результаты исследований удовлетворительно согласуются с формулами:

для канала № 1

$$Nu = 0,216 Re^{0,61} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25};$$

для канала № 2

$$Nu = 0,1685 Re^{0,63} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25};$$

для канала № 3

$$Nu = 0,192 Re^{0,64} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25};$$

для канала № 4

$$Nu = 0,215 Re^{0,635} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}.$$

Приведенный выше обзор формул, характеризующих теплоотдачу в каналах между ленточно-поточными пластинами, свидетельствует о том, что решающее влияние на теплоотдачу оказывает геометрическая форма межпластинного канала. Таким образом, формулы, полученные при испытании какого-либо аппарата, окажутся непригодными для вычисления теплоотдачи в том же аппарате, если будет изменено хотя бы расстояние между пластинами.

Показатели степени у чисел Рейнольдса свидетельствуют о более медленном темпе роста интенсивности теплоотдачи с увеличением скорости потока в рифленых каналах по сравнению с прямолинейными. Таким образом, пластинчатые теплообменники оказываются наиболее эффективными при небольших скоростях движения жидкости между пластинами.

Как было показано выше, геометрия рифленых каналов оказывает также существенное влияние и на гидравлическое сопротивление, причем обнаруживается тесная взаимосвязь между ростом теплоотдачи и гидравлическим сопротивлением. А. М. Маслову удалось обнаружить эту взаимосвязь и, используя идею Рейнольдса об аналогии между количеством движения и теплообменом, получить полуэмпирическую зависимость между теплоотдачей, гидравлическим сопротивлением и геометрией ленточно-поточных каналов:

$$Nu = 0,0315 \frac{1 + 0,83 \left(\frac{l}{\delta} \right)^{-0,5}}{1 + 1,5 Re^{-0,125} \left(\frac{\lambda_0}{\lambda_{yca}} - 1 \right)} Re^{0,75} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}. \quad (24)$$

Уравнение применимо для вычисления теплоотдачи в рифленых ленточно-поточных каналах при турбулентном режиме в области $2000 \leq Re \leq 20\,000$; $3,09 \leq \frac{l}{\delta} \leq \infty$.

Если в уравнение (24) подставить $l = \infty$, $\lambda_{yca} = \lambda_0$, что соответствует гладкостенному прямолинейному каналу, то оно переходит в уравнение для такого канала

$$Nu = 0,0315 Re^{0,75} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25},$$

которое согласуется с формулой Михеева

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}$$

в области $2000 \leq Re \leq 20\,000$ с точностью $+2 \div -6\%$. С увеличением чисел Рейнольдса до 10^5 расхождения увеличиваются от -6 до -15% .

Уравнение (24) пригодно для вычисления теплоотдачи между пластинами с рифлями треугольной, синусоидальной и трапецидальной формы с дополнительным мелким рифлением сторон и без него.

На рис. 62 представлены результаты сопоставления обобщенного уравнения с рассмотренными выше частными формулами. Сплошные линии соответствуют вычислениям по обобщенному уравнению, а штриховые — частным формулам.

На рис. 63 обобщенное уравнение представлено в виде номограммы, позволяющей, зная отношение $\frac{\lambda_{усл}}{\lambda_0}$ при желаемом числе Рейнольдса, быстро определить комплекс

$$K_0 = Nu Pr^{-0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{-0,25}$$

Комплекс K_0 содержит два сомножителя в дробных степенях, что требует дополнительных вычислений. Их можно избежать, используя номограмму, представленную на рис. 64, которая позволяет быстро возводить значения чисел Прандтля в степени 0,43 и 0,25, а также встречающееся в некоторых формулах отношение $\frac{\eta}{\eta_{cm}}$ в степень 0,14.

Номограмма для нахождения K_0 (рис. 63) состоит из пяти вертикальных шкал, на которых можно найти численные значения K_0 . Каждая шкала соответствует определенному численному значению отношения $\frac{l}{\delta}$ в пределах от 3 до ∞ . На горизонтальной шкале внизу отложены значения чисел Рейнольдса в пределах от 1000 до 20 000. Наклонные линии соответствуют различным значениям отношения $\frac{\lambda_{усл}}{\lambda_0}$ в пределах от 1 до 100.

Чтобы найти с помощью номограммы значение K_0 , надо на горизонтальной оси найти нужное число Рейнольдса; провести вертикаль до пересечения с наклонной линией, соответствующей отношению $\frac{\lambda_{усл}}{\lambda_0}$, имеющему место при этом числе Рейнольдса; из точки пересечения провести горизонталь до вертикальной шкалы, соответствующей отношению $\frac{l}{\delta}$ для рассматриваемого канала, и прочесть ответ.

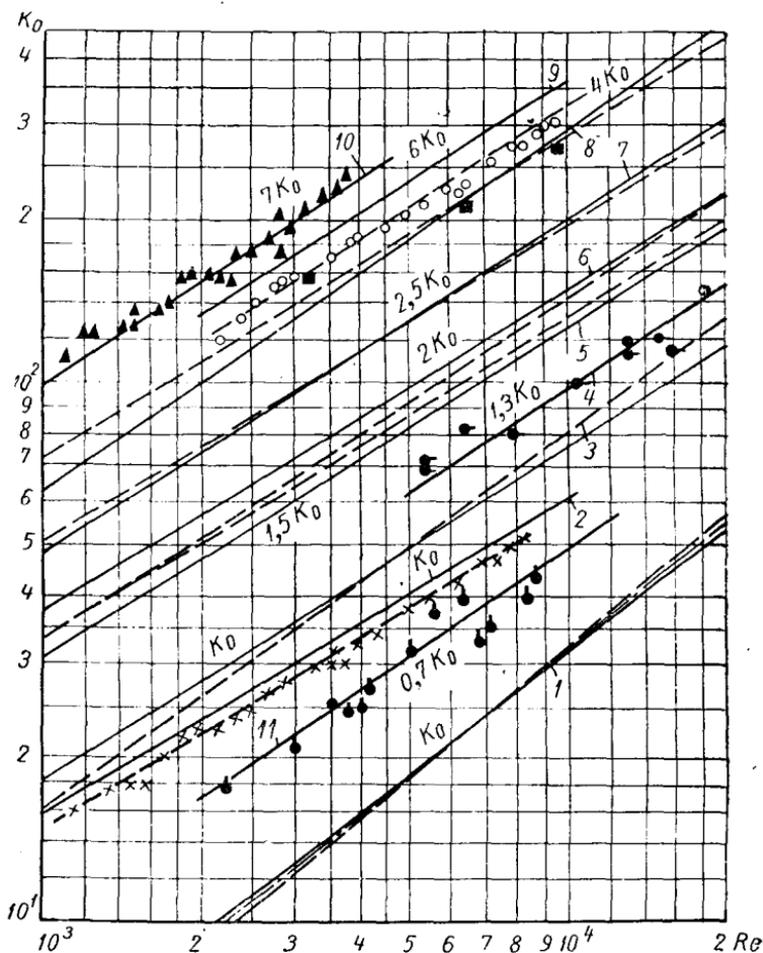


Рис. 62. Теплоотдача в каналах между ленточно-поточными пластинами:

1 — формула Михеева; 2 — канал № 1; 3 — формула (21); 4 — канал № 2; 5 — формула (23); 6 — формула (20); 7 — формула (14); 8 — формула (18); 9 — канал № 2; 10 — канал с $l = 20$, $\beta = 30^\circ$, $\delta = 1,15$ мм;

11 — канал № 3; ●, ○, ×, ▲ — опыты А. М. Маслова; ■ — опыты Думметта

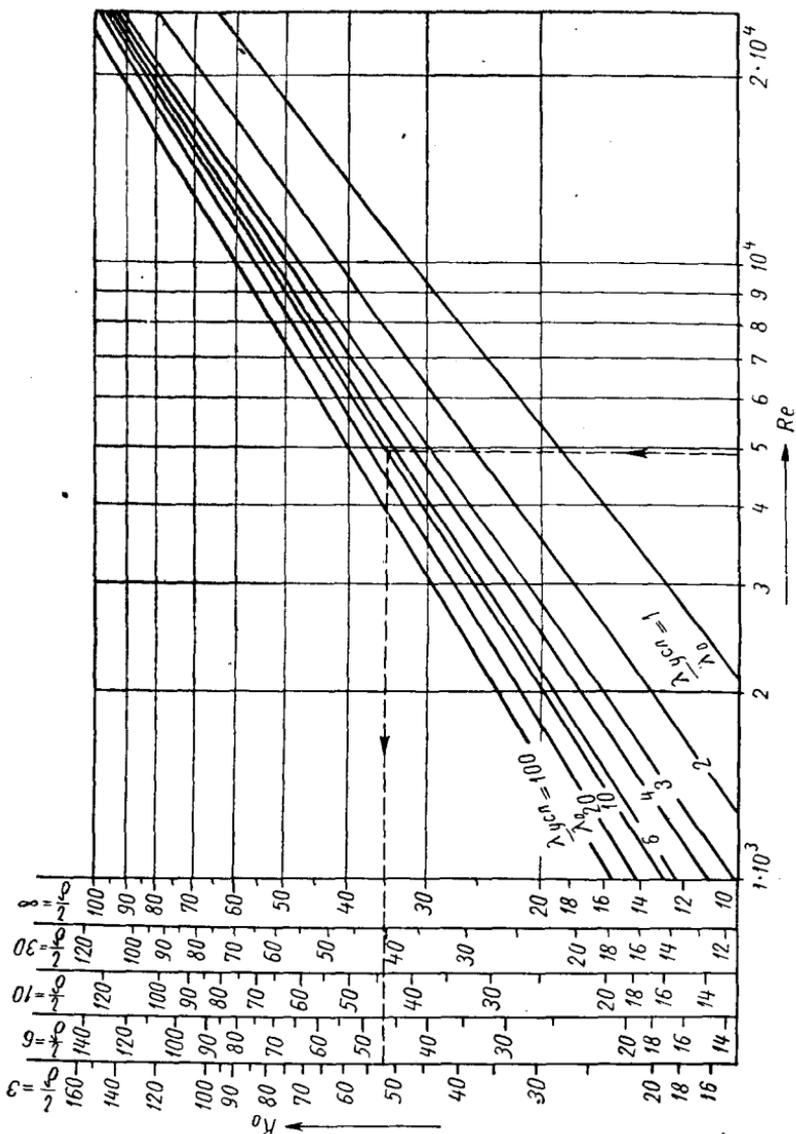


Рис. 63. Номограмма для вычисления теплоотдачи в ленточно-поточных каналах

Пример. В пластинчатом теплообменнике с пластинами типа П-2 ($\delta = 3,5$ мм) охлаждается вино «Белый мускат». Средняя температура вина 20°C . Средняя температура стенки 15°C . Скорость вина между пластинами такова, что число $Re = 5000$. Определить коэффициент теплоотдачи от вина к стенке.

При температуре вина 20°C $\lambda = 0,391$ *вт/м·град* ($0,337$ *ккал/м·ч·град*), $Pr = 28,8$. При 15°C $Pr_{cm} = 36$. По номограмме на рис. 58 находим, что при $Re = 5000$ и $\frac{l}{\delta} = 6,42$

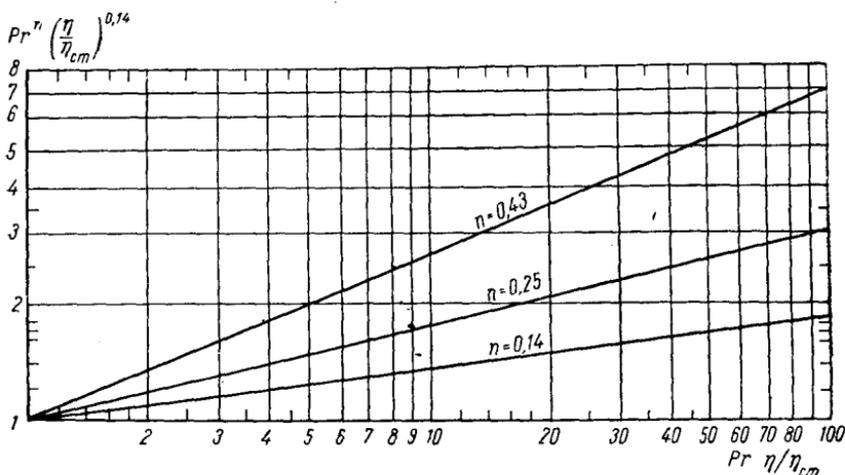


Рис. 64. Номограмма для возведения чисел Pr и η в степень

$\lambda_{усл} = 0,42$. Коэффициент трения в прямолинейном канале при этом числе Рейнольдса $\lambda_0 = 0,0342$. Отношение $\frac{\lambda_{усл}}{\lambda_0} = \frac{0,42}{0,0342} = 12,3$.

Используя имеющиеся данные, по номограмме на рис. 63 находим, что $K_0 = 48,0$. На номограмме штриховой линией показано, как найдена эта величина. Значения $Pr^{0,43}$, $Pr^{0,25}$ и $Pr_{cm}^{0,25}$ находим с помощью номограммы на рис. 64. Это соответственно величины: 4,35; 2,35 и 2,45.

Определяем число Нуссельта

$$Nu = K_0 Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} = 48,0 \cdot 4,35 \frac{2,35}{2,45} = 200.$$

И, наконец, находим коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{2\delta} = 200 \frac{0,391}{2 \cdot 0,0035} = 11300 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{град}.$$

Подсчет по формуле Барановского и Генералова (21) дает $\alpha = 11\,600$ *вт/м²·град*.

Как уже было отмечено выше, теплоотдача в рифленых каналах в значительной степени зависит от геометрических характеристик канала между пластинами, причем решающим является симплекс $\frac{l}{\delta}$.

Взяв за основу формулу Штепана для расчета теплоотдачи в прямолинейных щелевых каналах при ламинарном режиме и имея в виду, что частое изменение направления движения потока искусственным путем вызывает турбулентность, А. М. Маслов получил следующую обобщенную формулу для расчета теплоотдачи в рифленых каналах при переходном режиме течения жидкости:

$$\text{Nu} = 0,00383 \text{Re} \left(\frac{l}{\delta} \right)^{-0,25} \left[7,55 + \frac{0,024 \left(\text{Re} \frac{D_3}{L} \right)^{1,14}}{1 + 0,0358 \left(\text{Re} \frac{D_3}{L} \right)^{0,64}} \right] \times \\ \times \text{Pr}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{cm}} \right)^{0,25} \quad (25)$$

В области $300 \leq \text{Re} \leq 1000$ и $3,81 \leq \frac{l}{\delta} \leq 13,85$ формула согласуется с формулами (17) и (22) с точностью $\pm 5\%$. На рис. 65 представлены результаты опытов Джексона и Трупа по теплоотдаче в аппарате из пластин с трапецидальными рифлями типа «Честер-Иенсен-НТ». Пунктирная линия, проведенная через опытные точки в области чисел Рейнольдса от 400 до 1000, соответствует обобщенной формуле и свидетельствует о хорошем согласовании ее с этими опытами.

Как и в случае турбулентного режима, обобщенная формула (25) оказалась пригодной для вычисления теплоотдачи в каналах из ленточно-поточных пластин с рифлями самой разнообразной формы (треугольной—П-2, трапецидальной—«Честер-Иенсен-НТ» и трапецидальной с дополнительным мелким рифлением—«Парафлор-НХ»). Это еще раз свидетельствует о том, что степень турбулизации потока определяется не только числом Рейнольдса, как это имеет место в прямолинейных каналах, но и частотой изменения направления движения потока, т. е. отношением $\frac{l}{\delta}$.

Теплоотдача сетчато-поточных каналов

Теплоотдача сетчато-поточных каналов исследована значительно в меньшей мере, чем ленточно-поточных.

Л. М. Коваленко, исследовавший теплоотдачу в аппаратах с пластинами «Розенблад» 3S (рис. 44), приводит формулу

$$\text{Nu} = 0,135 \text{Re}^{0,73} \text{Pr}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{cm}} \right)^{0,25},$$

справедливую в области чисел Рейнольдса от 200 до 20 000.

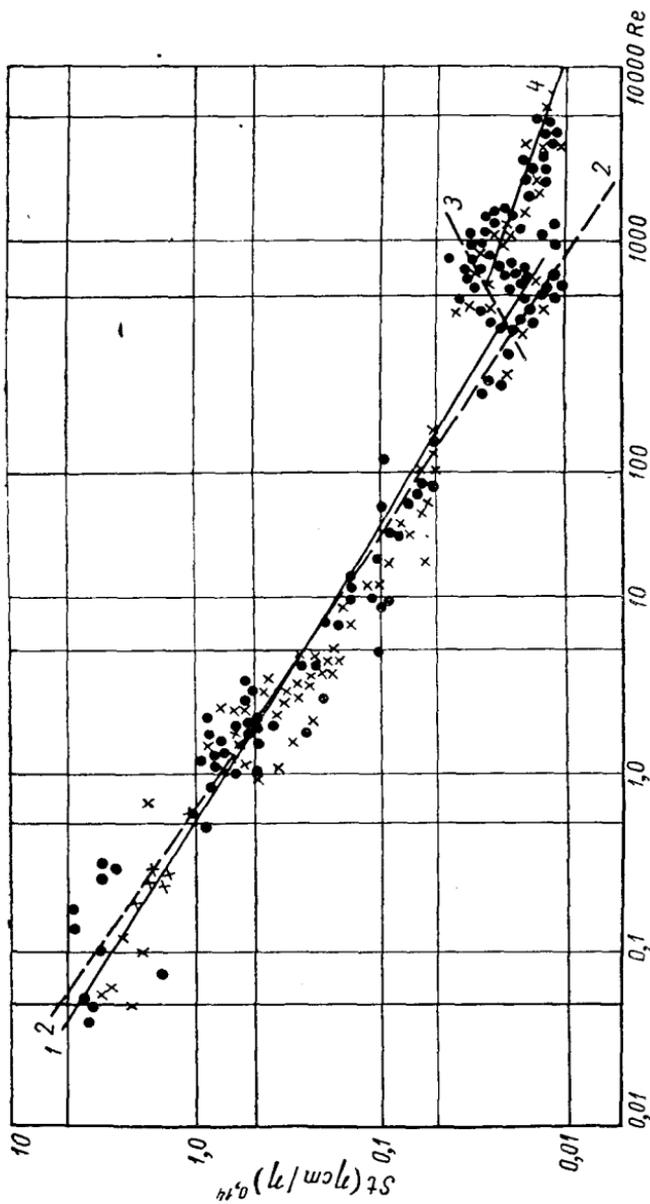


Рис. 65. Теплоотдача в канале «Честер-Иенсен-НТ» при числе Re от 0,01 до 10 000:
 1 — по формуле (16); 2 — по формуле Зидера и Тейга ($\chi = 3,4$); 3 — по формуле (25); 4 — по формуле Бруно-пане; X — нагрев; ● — охлаждение

Для вычисления теплоотдачи в таких же каналах П. Флэк [20] приводит графическую зависимость между числом Стантона $St = \frac{Nu}{Re Pr}$ и числами Рейнольдса и Прандтля. Эта зависимость приведена на рис. 66. Как видно из графика, теплоотдача при ламинарном режиме имеет место в области изменения чисел Рейнольдса от 10 до 120. При $120 < Re < 450$ теплообмен осуществляется в условиях переходного режима, и, начиная с $Re = 450$, режим становится турбулентным. При $Re = 450$ и сопоставимых условиях число Нуссельта на 30% выше, чем по данным Коваленко, а при $Re = 10\,000$ на 6,5% ниже. Учитывая возможную разницу в условиях проведения экспериментов, можно считать, что данные обоих авторов удовлетворительно согласуются между собой.

Известны также результаты испытаний пластинчатого теплообменника с пластинами «Розенблад» при нагревании и охлаждении в них неньютоновских жидкостей. Они помещены ниже, в разделе о влиянии свойств пищевых жидкостей на теплообмен.

Теплоотдаче сетчато-поточных каналов, образованных пластинами с точечными выступами, посвящено несколько работ, первой из которых была работа Е. Л. Уотсона и его сотрудников, подвергших испытанию пластины типа «Суперплейт-Е» (табл. 9). Данные эксперимента, полученные при нагревании воды в пределах $4000 \leq Re \leq 20\,000$, представлены в виде формулы

$$Nu = 0,81 Re^{0,67}.$$

Барановский и Генералов, исследовавшие теплоотдачу в аппарате с пластинами типа «Суперплейт-S», приводят следующую формулу:

$$Nu = 0,076 Re^{0,75} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}.$$

Область применения формулы находится в пределах $300 \leq Re \leq \leq 25\,000$.

Иосидо Кэйдо, исследовавший теплоотдачу в аппаратах из пластин с точечными выступами японского производства, представил результаты экспериментов в виде номограммы, которую мы здесь не приводим из-за слишком малого распространения таких аппаратов в отечественной промышленности.

Сведения по теплоотдаче в аппаратах с другими типами сетчато-поточных пластин пока в литературе отсутствуют.

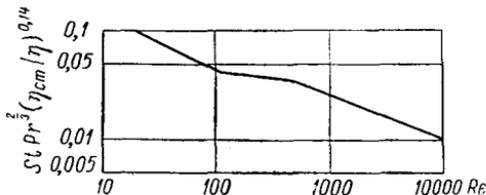


Рис. 66. Опыты Флэка по теплоотдаче в аппарате с пластинами «Розенблад»

Влияние свойств пищевых жидкостей на теплопередачу

Рассмотренные ранее критериальные зависимости по теплоотдаче в подавляющем большинстве получены в результате обработки опытов по нагреванию или охлаждению воды, минеральных масел или других капельных жидкостей. Большинство же пищевых жидкостей является жидкостями довольно сложного состава, содержащими зачастую твердые частицы, жировые шарики и т. д. Неоднородность и сложность состава пищевых жидкостей, основой для которых все же является вода, приводят к ухудшению теплообмена в сравнении с чистыми капельными жидкостями. Так, например, если при нагревании турбулентного потока воды в трубе основной преградой на пути теплового потока является только ламинарно движущийся пограничный слой, то при нагреве пищевых жидкостей все обстоит значительно сложнее.

Дело в том, что в отличие от чистых жидкостей в турбулентном ядре потока пищевых жидкостей имеются хаотично движущиеся частицы, внутри которых передача тепла осуществляется только путем теплопроводности. Это мельчайшие частицы так называемых сухих веществ, жировые шарики и т. п. Теплоотдача, естественно, снижается, что всегда необходимо иметь в виду при расчете теплообменной аппаратуры для пищевых жидкостей. С увеличением содержания сухих веществ и коллоидов свойства пищевых жидкостей все больше начинают отличаться от свойств ньютоновских жидкостей.

Таким образом, пищевые жидкости в большинстве случаев являются неньютоновскими. Они могут быть подразделены на следующие типы:

- бингамовские пластики;
- псевдопластики;
- дилатантные жидкости.

Основное различие между ними заключается в следующем.

Если для ньютоновских жидкостей взаимосвязь касательного напряжений τ и скорости сдвига $\frac{dv}{dn}$ выражается зависимостью

$$\tau = \eta \left(- \frac{dv}{dn} \right), \quad (26)$$

то для бингамовских пластиков

$$\tau = b \left(- \frac{dv}{dn} \right) + C,$$

для псевдопластиков

$$\tau = b \left(- \frac{dv}{dn} \right)^s < (0 < s < 1)$$

и для дилатантных жидкостей

$$\tau = b \left(-\frac{dv}{dn} \right)^s \quad (1 < s).$$

В общем случае зависимость касательного напряжения от скорости сдвига для таких жидкостей может быть выражена в виде обобщенной эмпирической формулы

$$\tau = b \left(-\frac{dv}{dn} \right)^s \cdot C.$$

Выражение $\eta_{\text{каж}} = \frac{\tau}{\frac{dv}{dn}}$ для неньютоновских жидкостей назы-

вается кажущейся вязкостью, аналогично вязкости для ньютоновских жидкостей, полученной из уравнения (26).

Отличие свойств пищевых жидкостей от свойств ньютоновских жидкостей вызывает дополнительные осложнения при решении гидродинамических и тепловых задач. Наибольшей трудностью при этом является определение величины кажущейся вязкости, которая иногда зависит не только от скорости сдвига, но и ряда других величин (диаметра трубы, скорости движения, перепада давлений и т. д.).

Не зная законов гидродинамики, трудно решать вопросы теплообмена при обработке ньютоновских пищевых жидкостей. Поэтому рассмотрение затронутого вопроса начнем с гидродинамики пищевых неньютоновских жидкостей.

Е. С. Чарм и Е. В. Мерилл показали, что пищевые жидкости являются по большей части псевдопластическими ($C = 0$). Для таких жидкостей значение кажущейся вязкости при средней температуре в случае течения внутри трубы

$$\left[\frac{\tau}{\frac{dv}{dr}} \right] = \left[\frac{2}{\frac{\Delta p}{\Delta L}} \right]^{\frac{1}{s}+1} b \left[\frac{3 + \frac{1}{s}}{2 \left(\frac{3-1}{s} \right) r^{\frac{1}{s}-1}} \right] \quad (27)$$

и при температуре стенки

$$\left[\frac{\tau}{\frac{dv}{dr}} \right]_{cm} = \left[\frac{2}{\frac{\Delta p}{\Delta L}} \right]^{\frac{1}{s}-1} b_{cm}^{\frac{1}{s}} \left(\frac{1}{r} \right)^{\frac{1}{s}-1}. \quad (28)$$

Большое количество формул на теплоотдаче содержит эмпирические поправки, учитывающие направление теплового потока. Это главным образом степенные поправки типа $\left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{0,14}$, $\left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}$ и т. п. Все они в конечном счете сводятся к отношению вязкостей при разных температурах в некоторой степени.

Комбинируя уравнения (27) и (28), получим

$$\frac{\frac{\tau}{dv}}{\frac{dr}{dr}} = \frac{b}{b_{cm}} \left[\frac{3 + \frac{1}{s}}{2 \left(3 - \frac{1}{s} \right)} \right]. \quad (29)$$

С учетом уравнения (29) известное уравнение Зидера и Тейта для вычисления теплоотдачи в круглой трубе при ламинарном режиме

$$Nu = 2,02 \left(\frac{Wc}{\lambda L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{0,14}$$

принимает вид

$$Nu = 2,02 \left(\frac{Wc}{\lambda L} \right)^{\frac{1}{3}} \left[\left(\frac{b}{b_{cm}} \right) \frac{3 + \frac{1}{s}}{2 \left(3 - \frac{1}{s} \right)} \right]^{0,14}, \quad (30)$$

где L — длина трубы в м;

W — массовая скорость жидкости в $кг/м^2 \cdot сек$;

c — теплоемкость жидкости в $дж/кг \cdot град$;

λ — теплопроводность жидкости в $вт/м \cdot град$.

С. Е. Чарм и Е. В. Мерилл сопоставили вычисления по уравнению (30) с опытными данными по нагреванию и охлаждению псевдопластических пищевых жидкостей. Максимальные расхождения между ними составляют $\pm 20\%$. Если учесть, что реология пищевых продуктов еще недостаточно хорошо изучена, то совпадение между формулой Зидера и Тейта (с поправкой Чарма и Мерилла) и опытными данными следует считать идеальным.

Во многих формулах по теплоотдаче к ньютоновским жидкостям встречаются критерии, содержащие вязкость. В принципе допустимо применять такие формулы для вычисления теплоотдачи к неньютоновским жидкостям, если в упомянутые критерии подобия вместо вязкости подставлять кажущуюся вязкость, определяемую из соотношения

$$\eta_{каж} = \frac{\tau}{\frac{dv}{dn}} = b \left(\frac{dv}{dn} \right)^{s-1}. \quad (31)$$

Однако для успешного использования таких уравнений необходимо провести соответствующие исследования с целью определения величин b и s . Для некоторых жидкостей такие исследования уже проведены (рис. 67—69). При помощи таких графиков и уравнения (31) нетрудно определить значение величины кажущейся вязкости. Тангенс угла наклона касательной к кривой на

Рис. 67. Зависимость касательного напряжения от градиента скорости:

1 — для крови; 2 — для 3,3-процентного альгината аммония

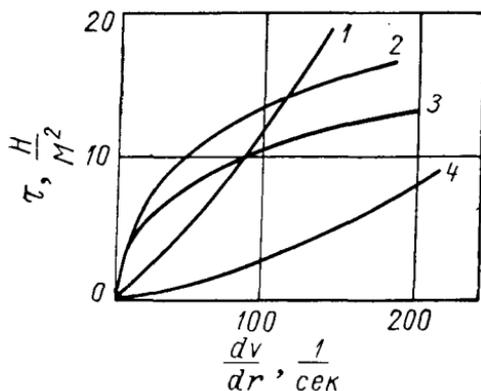
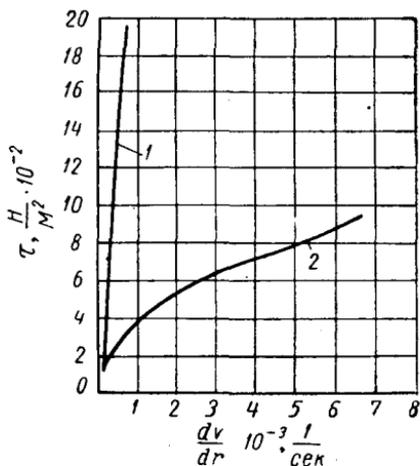
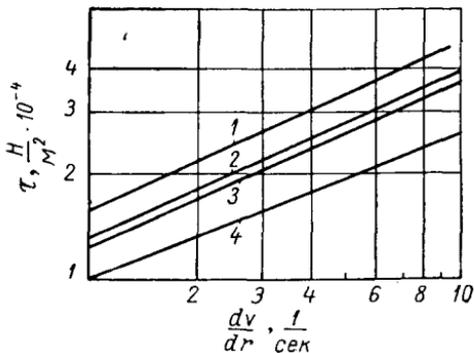


Рис. 68. Зависимость касательного напряжения от градиента скорости:

1 — для ягодного пюре с температурой 15,5° С; 2 — для ягодного пюре 29,7° С; 3 — для лесной смеси 20,5° С; 4 — для лесной смеси 39,5° С

Рис. 69. Зависимость касательного напряжения от градиента скорости для бананового пюре при разных температурах:

1 — 18,9° С; 2 — 24,4° С;
3 — 42° С; 4 — 48,8° С



графике дает значение s , а величина, отсекаемая касательной от оси абсцисс, — b .

В табл. 10 приведены известные данные о величинах b и s для некоторых пищевых продуктов. С изменением температуры величина s почти не меняется, в то время как коэффициент b в значительной мере зависит от нее. Примером может служить график, представленный на рис. 69.

Таблица 10

Продукт	Температура в °С	b в н/м ² .сек	s
Яблочное пюре	24	5,00	0,645
Яблочное пюре	24	6,60	0,408
Банановое пюре	24	65,00	0,458
Банановое пюре	24	107,00	0,333
Мед	24	56,00	1,000
Мед	24	61,80	1,000
Альгинат аммония 3,3%	24	135,00	0,477
Альгинат аммония 3,3%	24	125,00	0,500
Человеческая кровь	26,6	$3,84 \times 10^{-3}$	0,890
Кефир *	20	$3,65 \times 10^{-4}$	0,900

* Опыты А. М. Маслова и В. Н. Иванцова.

А. Б. Метцнер и Д. Ц. Рид нашли более удобные в инженерной практике соотношения. Они показали, что независимо от диаметра трубы и скорости движения по ней неньютоновской жидкости касательное напряжение, возникающее в трубе, может быть определено по формуле

$$\tau = \frac{\Delta p}{L} \cdot \frac{D}{4} = k' \left(\frac{8\bar{v}}{D} \right)^{n'}$$

а градиент скорости — по формуле

$$-\frac{dv}{dr} = \frac{3n' + 1}{4n'} \cdot \frac{8\bar{v}}{D}$$

где $n'k'$ — постоянные величины, определяемые непосредственно по графику зависимости $\lg \tau$ от $\lg \frac{8\bar{v}}{D}$ ($k' = \tau$ при $\lg \frac{8\bar{v}}{D} = 1$, а n' соответствует тангенсу угла наклона линии).

В случае, если графическая зависимость представлена в виде кривой, то величины k' и n' определяются аналогичным образом, при этом во внимание должна быть принята касательная, прове-

денная к кривой в точке, соответствующей выбранному значению $\frac{8\bar{v}}{D}$.

Можно предположить, что уравнения, проверенные в условиях теплообмена с ньютоновскими жидкостями, можно применять и для неньютоновских жидкостей, если вязкость в критериях Рейнольдса и Прандтля выбрана подходящим образом. Установлено, что обобщенное число Рейнольдса, определяемое как $Re' = D^{n'} \bar{v}^{2-n'} \frac{\rho}{m}$, где $m = k' 8^{n'-1}$, является весьма удобным для нахождения перепада давлений в трубе.

Метшнер предположил, что значение кажущейся вязкости для использования в обобщенном числе Прандтля можно вычислить по формуле

$$\eta_{\text{каж}} = m \left(\frac{\bar{v}}{D} \right)^{n'-1},$$

полученной путем приравнивания обобщенного критерия Рейнольдса к критерию Рейнольдса для ньютоновской жидкости.

Подстановка $\eta_{\text{каж}}$ в число Прандтля дает

$$\frac{\eta_{\text{каж}c}}{\lambda} = \frac{c}{\lambda} m \left(\frac{\bar{v}}{D} \right)^{n'-1}.$$

Кроме того, вместо поправок Зидера и Тейта и М. А. Михеева, учитывающих влияние направления теплового потока на теплообмен, необходимо вводить в формулы следующие поправки:

$$\left(\frac{m}{m_{cm}} \right)^{0,14} \text{ и } \left(\frac{cm\lambda_{cm}}{c_{cm}m_{cm}\lambda} \right)^{0,25}.$$

С учетом сказанного известное уравнение Михеева для турбулентного режима применительно к неньютоновским системам будет иметь вид

$$Nu = 0,021 \left(\frac{D^{n'} \bar{v}^{2-n'} \rho}{m} \right)^{0,8} \left[\frac{mc}{\lambda} \left(\frac{\bar{v}}{D} \right)^{n'-1} \right]^{0,43} \left(\frac{cm\lambda_{cm}}{c_{cm}m_{cm}\lambda} \right)^{0,25}.$$

В случае теплообмена в плоскопараллельных щелевых каналах сказанное выше относительно теплоотдачи к неньютоновским жидкостям имеет силу, однако вместо диаметра в критерии подобия нужно подставлять эквивалентный гидравлический диаметр, а величины k' и n' определяются из графика зависимости $\lg \tau$ от $\lg \frac{12\bar{v}}{D_3}$ и обозначаются через k'' и n'' .

Норрис и Стрейд показали, что известное уравнение Зидера и Тейта для ламинарного режима может быть использовано в случае теплообмена для неньютоновских жидкостей, протекающих как по цилиндрическим трубам, так и по щелевым каналам. В слу-

чае, если числа Граетца $Gz = \frac{D_3^2 Wc}{\lambda L} > 20$ и $n' > 0,1$,

$$Nu = 1,86 (Gz \Delta)^{\frac{1}{3}},$$

а при $Gz < 10$ или $n' < 0,1$

$$Nu = \frac{1}{2} Gz \Delta^{\frac{1}{3}}. \quad (32)$$

Здесь W — массовая скорость движения жидкости;

$$\Delta = \frac{3n' + 1}{4n'} \text{ для случая цилиндрической трубы;}$$

$$\Delta = \frac{2n'' + 1}{3n''} \text{ для случая плоскопараллельной щели.}$$

В случае $n > 0,5$ $\Delta \approx 1$.

Особый интерес представляет вопрос теплообмена с неньютоновскими жидкостями в современных эффективных пластинчатых

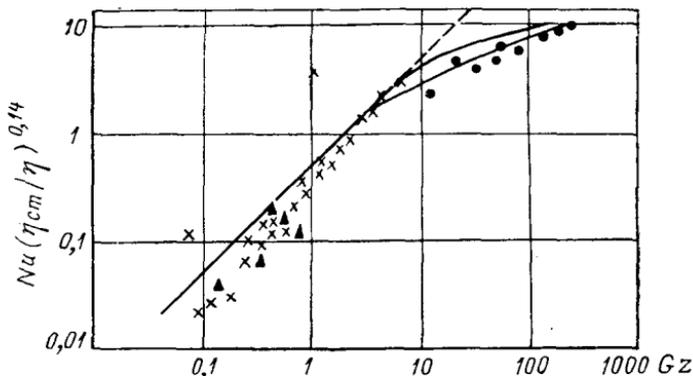


Рис. 70. Опыты Крозыча и его сотрудников по теплоотдаче к неньютоновским жидкостям в аппарате «Розенблад»:

× — нагрев; ▲ — охлаждение; ● — нагрев в трубе.

теплообменниках, получивших широкое распространение на пищевых предприятиях. Однако этот вопрос практически не исследован.

Исключение составляет единственная работа Р. Крозыча, Д. Буса и Д. Стеварда [17], исследовавших теплообмен при нагревании и охлаждении неньютоновской жидкости ($n'' = 0,8$) в пластинчатом теплообменнике из сетчато-поточных пластин с рифлями «в елочку» типа «Розенблад». Их результаты обобщены формулой

$$Nu = \frac{1}{2,5} (Gz)^{1,17} \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{0,14},$$

применимой при $0,08 \leq Gz \leq 10$. Отклонения коэффициентов этой формулы от коэффициентов формулы (32), по словам авторов, могли быть вызваны ошибкой эксперимента.

Сопоставление этих формул показывает, что они дают практически одинаковый результат. Таким образом, при малых значениях чисел Граецца эффективность теплообмена в гладкостенных

щелевых каналах и в каналах пластинчатых теплообменников (даже с такими эффективными пластинами, как «Розенблад») практически одинакова, в то время как гидравлическое сопротивление последних значительно выше. На рис. 70 представлены результаты тепловых исследований пластинчатых теплообменников, проведенных Р. Крозычем и его сотрудниками.

Несмотря на более высокие гидравлические сопротивления, при тепловой обработке неньютоновских жидкостей лучше всего использовать современные жесткие рифленые пластины, ибо, как правило, давление со стороны неньютоновской жидкости значительно больше, чем со стороны тепло- или хладоносителя, и возможен прогиб пластин в сторону меньшего давления, что может привести к уменьшению или полному закрытию проходного сечения потока тепло- или хладоносителя.

Тепловой и гидравлический расчет пластинчатых теплообменников

Схема расчета

Пластинчатые теплообменники весьма мобильны. Изменяя лишь резиновые уплотнительные прокладки между пластинами, можно как угодно организовывать движение потоков жидкости между ними, увеличивая или уменьшая скорости в зависимости от потребности. Такое несравненное преимущество, однако, накладывает определенный отпечаток на методику теплового и гидравлического расчета.

Расчет пластинчатого теплообменника, нам кажется, наиболее целесообразно вести в следующем порядке.

1. Выбрать скорость движения жидкости между пластинами. Скорость движения жидкости может быть задана с учетом условий технологического процесса. Она также может быть выбрана при условии работы аппарата без загрязнений теплопередающих пластин, для чего существуют специальные рекомендации, полученные опытным путем. Наконец, скорость может быть рассчитана с учетом максимального располагаемого напора для продавливания жидкости через аппарат. В последнем случае используют формулу

$$v = 2 \sqrt[3]{\frac{K \Delta p}{\lambda_{ус.с} \rho Q^2 S}}, \quad (33)$$

где K — коэффициент теплопередачи в $вт/м^2 \cdot град$;
 Δp — располагаемый напор в $н/м^2$;
 c — теплоемкость жидкости в $дж/кг \cdot град$;
 ρ — плотность жидкости в $кг/м^3$;

$S = \frac{t_2 - t_1}{\Delta t}$ — температурный критерий;

t_1, t_2 — меньшая и большая температуры жидкости в град;

Δt — средняя разность температур между жидкостями.

Значениями $\lambda_{усл}$ и K задаются приближенно. После определения v по формуле (33) определяют $\lambda_{усл}$ и K , используя найденное значение v . В случае больших расхождений между принятыми и вычисленными величинами расчет повторяют, добиваясь путем последовательных приближений нужной точности совпадений.

2. Определить коэффициент теплопередачи. Его определяют по известной формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где $\delta_{ст}, \lambda_{ст}$ — толщина в м и теплопроводность в $вт/м \cdot град$ стенки теплопередающей пластины;

α_1, α_2 — коэффициенты теплоотдачи с обеих сторон стенки в $вт/м^2 \cdot град$, определяемые по соответствующим формулам в зависимости от геометрии межпластинного канала.

Для дальнейшего расчета используют значение K , вычисленное после уточнения значения v . Первоначально расчет K ведут при условии теплопередачи через чистую стенку. Поправка на влияние загрязнений вводится в конце расчета аппарата.

3. Определить число параллельных каналов для жидкости в одном пакете. Это число зависит от производительности аппарата и выбранного значения скорости и может быть найдено из условия неразрывности потока

$$n = \frac{V}{\delta b v},$$

где V — производительность в $м^3/сек$;

b — ширина проточной части пластины в м.

Найденное значение n округляют в большую сторону до ближайшего целого числа. При этом может возникнуть необходимость уточнения v и K .

4. Определить число последовательных ходов (число пакетов). Чаще всего случается так, что длина теплопередающей поверхности одной пластины $L_{пл}$ оказывается недостаточной для завершения процесса теплообмена в заданном интервале температур. Тогда приходится направлять потоки жидкостей последовательно в каналы следующих пакетов. Число последовательно соединенных пакетов определяют по формуле

$$i = \frac{L}{L_{пл}},$$

где L — длина пути потока жидкости, необходимая для завершения процесса теплообмена, которая определяется с помощью видоизмененного уравнения теплового баланса

$$L = \frac{\delta w c c}{2K} S.$$

Таким образом, в результате расчета получают схему потоков жидкости в аппарате, который будет состоять из i последовательно соединенных пакетов с n параллельными каналами в каждом.

Фактическая схема потоков может быть получена только после введения в произведенный расчет специальных поправок, учитывающих отклонения, вы-

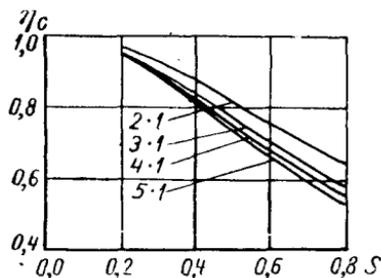


Рис. 71. Зависимость коэффициента η_c от параметра s для различного числа ходов

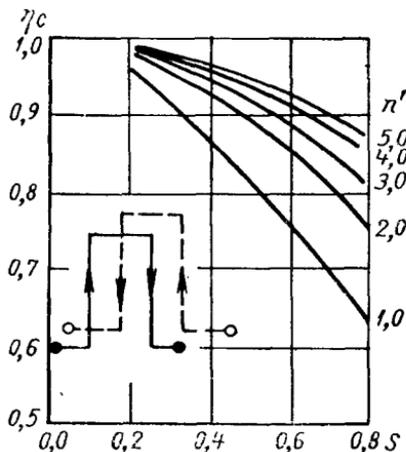


Рис. 72. Зависимость коэффициента η_c от параметра s

званные наличием проточного движения при преобладающем противоточном движении (или наоборот) и наличием загрязнений.

5. Определить поправочные коэффициенты. Уточнение расчета пластинчатых аппаратов осуществляется путем деления L на поправочные коэффициенты η_c и η_s , учитывающие влияние схемы потоков и наличия загрязнений на процесс теплообмена.

Влияние схемы движения потоков можно учесть путем теоретических расчетов по методу У. Меннике, который для наиболее вероятных в практике схем потоков на основании расчетов построил графики, представленные на рис. 71—73. Нахождение поправочного коэффициента с помощью этих графиков возможно после предварительных вычислений по формулам

$$n' = \frac{Wc_2}{Gc_1}$$

$$s = \frac{F_0 K}{Gc_1},$$

и

где W, G — количества охлаждающей и охлаждаемой жидкостей;
 c_2, c_1 — их теплоемкости;

F_0 — поверхность теплопередачи одной пластины.

Р. А. Бюнопане и его сотрудники исследовали влияние на теплообмен схем потоков, представленных на рис. 74. В результате обработки опытных данных на электронной вычислительной машине установлено, что при петлевой схеме параметры потока мало влияют на η_c и в случае теплообменника с одной или двумя пластинами $\eta_c = 1$. Для четного числа пластин в аппарате $\eta_c = 0,967$, для нечетного $\eta_c = 0,942$.

При последовательной схеме потоков η_c зависит от параметров потока, уменьшаясь с падением его скорости и увеличением поверхности теплообмена. Для последовательной схемы η_c в зависимости от числа пластин можно определить при помощи графика, приведенного на рис. 75.

Влияние загрязнений на поверхностях теплопередающих пластин можно учесть при помощи коэффициента η_s , определяемого по формуле Григорича

$$\eta_s = \frac{2\delta}{2 + (Nu_s - 2)\delta},$$

где $Nu_s = \frac{\alpha_2 \delta_s}{\lambda_s}$ — критерий типа критерия Нуссельта, характеризующий ухудшение теплоотдачи при наличии загрязнений;

λ_s — теплопроводность загрязнений в $вт/м \cdot град$;

δ_s — толщина загрязнений в $м$.

6. Определить фактические размеры аппарата. Эти размеры получают после деления L на η_c и η_s и уточнения i . Имея в виду, что каждый канал образуется двумя пластинами и зная n и i , определяют число теплопередающих пластин в секции или в аппарате если аппарат односекционный, по формуле

$$z = 2ni.$$

В каждой секции всегда имеется одна концевая пластина, не участвующая в процессе передачи тепла, поэтому фактическое число пластин в каждой секции аппарата будет на единицу больше. Необходимая поверхность теплопередачи может быть без труда найдена путем умножения поверхности одной пластины на число теплопередающих пластин.

7. Произвести расчет гидравлических сопротивлений аппарата. Такой расчет производят после уяснения схемы потоков. Сначала определяют сопротивление одного пакета, а затем умножают полученную величину на число пакетов в секции. Если в аппарате какая-либо жидкость проходит последовательно через несколько секций, то сопротивления этих секций суммируют. После определения сопротивлений секций к ним прибавляют сопротивления входных и выходных штуцеров.

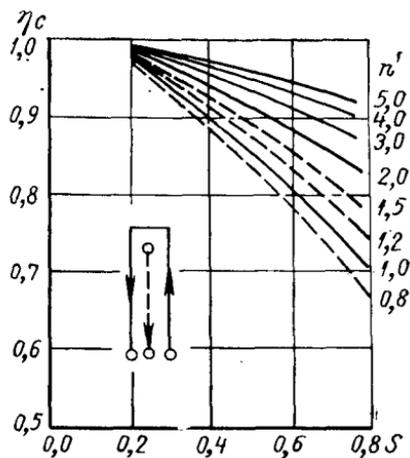


Рис. 73. Зависимость коэффициента η_c от параметра s

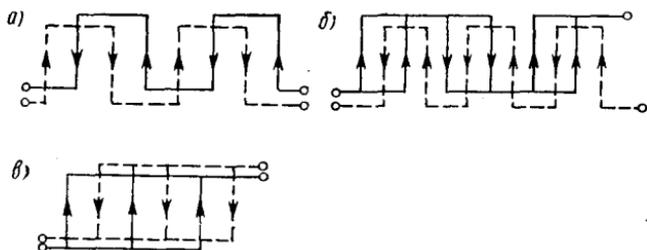


Рис. 74. Схемы потоков между пластинами: а — последовательная; б — петлевая; в — параллельная

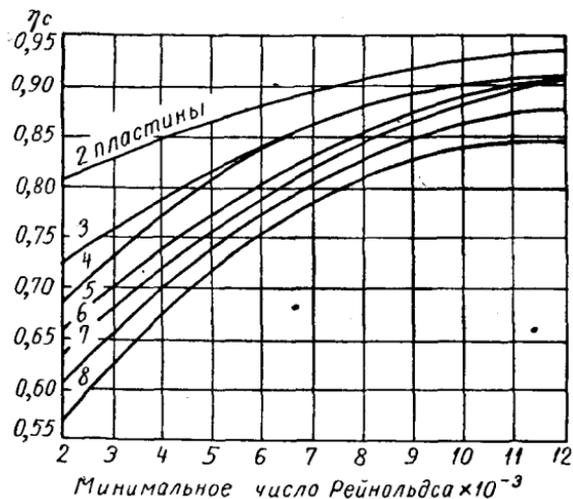


Рис. 75. Зависимость коэффициента η_c от минимального числа Re для последовательной схемы потоков

Сопротивление одного пакета состоит из суммы сопротивлений рифленого межпластинного канала и сопротивлений входа в канал и выхода из него.

Сопротивление рифленого канала определяют по формуле

$$\Delta p = \lambda_{усл} \frac{L}{2\delta} \rho \frac{v^2}{2}.$$

Если величина $\lambda_{усл}$ учитывает сопротивления входа и выхода, то их отдельно не вычисляют.

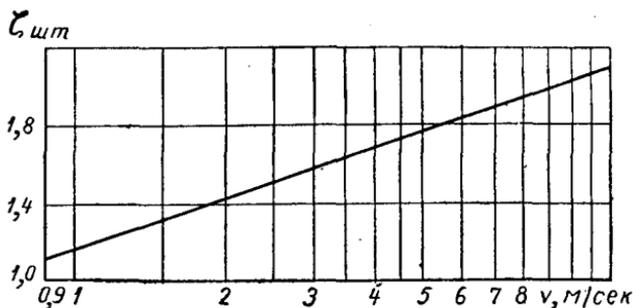


Рис. 76. Зависимость коэффициентов сопротивления колена и штуцера от скорости потока

Сопротивления входа и выхода определяют по формуле

$$\Delta p = \zeta_{вх} \rho \frac{v^2}{2}.$$

Сопротивления входных и выходных штуцеров определяют по этой же формуле, подставляя вместо $\zeta_{вх}$ значение коэффициента местного сопротивления $\zeta_{шт}$, найденное по графику Н. В. Барановского, приведенному на рис. 76.

Влияние схемы включения пластин на гидравлическое сопротивление

Одной из важнейших особенностей пластинчатых теплообменников является неограниченная возможность организовывать движение жидкости между пластинами с учетом многих факторов, влияющих на гидравлическое сопротивление аппарата, теплоотдачу, свойства обрабатываемого продукта и т. д. Это достигается варьированием схем движения потоков между пластинами и температурных режимов.

Число возможных схем движения бесконечно. Наиболее типичными являются схемы параллельного, последовательного и смешанного движения. Рис. 77 иллюстрирует эти схемы для случая, когда теплообменник состоит из девяти пластин. Сплошной линией

показана схема движения продукта между пластинами, а штриховой — схема движения тепло- или хладоносителя.

Параллельное движение (рис. 77, а) характерно тем, что обе обменивающиеся среды во всех каналах движутся либо противотоком, либо прямотоком. При последовательном движении (рис. 77, б) противоточное движение чередуется с прямоточным, причем число каналов, работающих противоточно и прямоточно, приблизительно одно и то же. Смешанное движение (рис. 77, в) характерно тем, что одновременно в аппарате имеют место оба вида движения, при этом преобладает параллельное.

Все пластины в аппарате собираются в пакеты. Пакетом называют группу пластин, между которыми продукт или теплоноситель

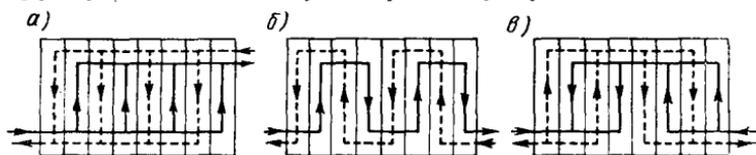


Рис. 77. Простейшие схемы потоков

движется только в одном направлении. Так, например, в аппарате из девяти пластин при параллельной схеме движения потоков имеется один пакет из четырех параллельных каналов для продукта и один пакет из таких же каналов для теплоносителя. Каждый канал ограничен двумя пластинами. Всего в аппарате число пластин на единицу больше числа каналов для продукта и теплоносителя, вместе взятых, или удвоенного числа каналов для одной из сред.

Подобная схема потоков может быть представлена в зашифрованном виде как $\frac{4}{4}$. Числитель дроби относится к продукту, а знаменатель — к тепло- или хладоносителю. Количество чисел в числителе или в знаменателе, разделенных знаками плюс, соответствует количеству пакетов в аппарате, соединяемых между собой последовательно.

Каждое такое число соответствует числу каналов в данном пакете. Так, например, схемы последовательного и смешанного движения, представленные на рис. 77, шифруются следующим образом: $\frac{1+1+1+1}{1+1+1+1}$ и $\frac{2+2}{2+2}$. Это означает, что в одном случае как продукт, так и теплоноситель проходят последовательно через четыре пакета, в каждом из которых по одному каналу, а в другом случае — через два пакета, в каждом из которых по два канала. При этом совершенно не обязательно, чтобы число пакетов для продукта было равно числу пакетов для теплоносителя.

Так, например, если через аппарат за единицу времени теплоносителя проходит в два раза больше, чем продукта,

а скорости их движения между пластинами желательнее иметь одинаковыми, то число пакетов для теплоносителя должно быть вдвое меньше, а число параллельных каналов в каждом пакете — вдвое больше. В этом случае при смешанном движении в теплообменнике из девяти пластин схема потоков продукта осталась бы прежней, а теплоноситель двигался бы по всем своим каналам только в одном направлении: либо снизу вверх, либо сверху вниз. В зашифрованном виде это выглядело бы так: $\frac{2+2}{4}$.

Разумеется, что в зависимости от схемы потоков у аппарата, содержащего одно и то же число одинаковых пластин, гидравлическое сопротивление будет различным. Чем больше каналов в пакетах и меньше число пакетов, тем меньше гидравлическое сопротивление. Если при одном и том же числе пластин в аппарате и неизменной его производительности уменьшить в i раз число параллельных каналов в каждом пакете, то число последовательно соединенных пакетов должно увеличиться во столько же раз; кроме того, скорость движения жидкости между пластинами также возрастет пропорционально уменьшению проходного сечения, т. е. тоже в i раз.

Имея в виду, что сопротивление аппарата пропорционально скорости движения жидкости приблизительно в квадрате, и предполагая малое изменение коэффициента сопротивления с изменением скорости, получаем, что уменьшение числа каналов в пакете в i раз вызовет увеличение гидравлического сопротивления приблизительно в i^2 раз. Уменьшение расстояния между пластинами при неизменной схеме потоков приводит к такому же результату. При составлении схемы потоков это необходимо иметь в виду.

Пример расчета пластинчатого аппарата

Определить число пластин типа П-2 в противоточном регенераторе пастеризационно-охладительной установки и сделать компоновку пластин по следующим данным: температура сырого молока 10°C ; температура пастеризации 76°C ; средняя разность температур между горячим и холодным молоком 10°C ; производительность установки $10\text{ м}^3/\text{ч}$; располагаемый напор $19 \cdot 6 \cdot 10^{-4}\text{ м}^2$.

Р е ш е н и е. Температура подогретого в регенераторе молока

$$t_p = t_n - \Delta t_p = 76 - 10 = 66^\circ\text{C}.$$

Температура охлажденного в регенераторе молока

$$t'_p = t_n + \Delta t_p = 10 + 10 = 20^\circ\text{C}.$$

Средние температуры молока

$$t_{\text{ср. н}} = 0,5 (10 + 66) = 38^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{ср. охл}} = 0,5 (20 + 76) = 48^\circ\text{C}.$$

При этих температурах

$$\begin{aligned}\lambda_n &= 0,512 \text{ вт/м}\cdot\text{град}; c_n = 3960 \text{ дж/кг}\cdot\text{град}; \\ v_n &= 1,02 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}; \text{Pr}_n = 7,5; \rho_n = 1021 \text{ кг/м}^3; \\ \lambda_{охл} &= 0,517; c_{охл} = 3970; v_{охл} = 0,84 \cdot 10^{-6}; \text{Pr}_{охл} = \\ &= 5,5; \rho_{охл} = 1016 \text{ кг/м}^3.\end{aligned}$$

Ориентировочное значение скорости определим по выражению (33), приняв $K \approx 2500 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{град}$ и $\lambda_{усл} = 0,5$:

$$v = 2 \sqrt[3]{\frac{2500 \cdot 19,6 \cdot 10^4}{0,5 \cdot 3960 \cdot 1020^2 \cdot \frac{65 - 10}{10}}} = 0,7 \text{ м/сек.}$$

Ширина проточной части пластины П-2 $b = 0,27 \text{ м}$, а толщина уплотнительной прокладки $\delta = 0,0035 \text{ м}$.

Число каналов в одном пакете определим по формуле

$$n = \frac{V}{\delta b v} = \frac{10}{3600 \cdot 0,0035 \cdot 0,27 \cdot 0,7} = 4,2.$$

Число каналов должно быть целым. Выбираем $n = 4$, тогда скорость должна быть

$$v = \frac{0,7 \cdot 4,2}{4} = 0,735 \text{ м/сек.}$$

Числа Рейнольдса для нагреваемого и охлаждаемого потоков

$$\text{Re}_n = \frac{v \delta}{\nu_n} = \frac{0,735 \cdot 2 \cdot 0,0035}{1,02 \cdot 10^{-6}} = 5050;$$

$$\text{Re}_{охл} = \frac{0,735 \cdot 2 \cdot 0,0035}{0,84 \cdot 10^{-6}} = 6120.$$

Условные коэффициенты трения без учета сопротивлений входа и выхода определим по номограмме, приведенной на рис. 64:

$$\lambda_{усл. н} = 0,43; \lambda_{усл. охл} = 0,35.$$

Коэффициенты трения в прямолинейных гладких щелях при этих же числах Рейнольдса

$$\lambda_{0 н} = 0,04; \lambda_{0 охл} = 0,0350.$$

Отношения коэффициентов трения

$$\frac{\lambda_{усл. н}}{\lambda_{0 н}} = \frac{0,43}{0,04} = 10,8; \frac{\lambda_{усл. охл}}{\lambda_{0 охл}} = \frac{0,35}{0,0352} = 10.$$

Для нахождения коэффициентов теплоотдачи воспользуемся номограммой, приведенной на рис. 63:

$$K_{0 н} = 45; K_{0 охл} = 50.$$

Принимая для нагревания $\left(\frac{Pr}{Pr_{cm}}\right)^{0,25}$ равным 1,05 и для охлаждения 0,95, определим числа Нуссельта:

$$Nu_n = 45 \cdot 7,5^{0,43} \cdot 1,05 = 114;$$

$$Nu_{охл} = 50 \cdot 5,5^{0,43} \cdot 0,95 = 100.$$

Коэффициенты теплоотдачи

$$\alpha_n = Nu_n \frac{\lambda_n}{2\delta} = 114 \frac{0,512}{2 \cdot 0,0035} = 8500 \text{ вт/м}^2\text{град};$$

$$\alpha_{охл} = 100 \frac{0,517}{2 \cdot 0,0035} = 7400 \text{ вт/м}^2\text{град}.$$

Толщина стенки пластины $\delta_{cm} = 0,001 \text{ м}$, а теплопроводность $\lambda_{cm} = 16,3 \text{ вт/м} \cdot \text{град}$.

Определим коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{8500} + \frac{0,001}{16,3} + \frac{1}{7400}} = 3170 \text{ вт/м}^2\text{град}.$$

Первоначально принятые $K \approx 2500$ и $\lambda_{учл} = 0,5$ дали скорость после выбора числа каналов $v = 0,735 \text{ м/сек}$. Расчетные значения K и $\lambda_{учл}$ приводят к значению $v = 0,795 \text{ м/сек}$, что также требует число параллельных каналов $n = 4$, поэтому пересчета не производим.

Необходимую для завершения теплообмена длину определим по формуле

$$L = \frac{\delta v \rho c}{2K} S = \frac{0,0035 \cdot 0,735 \cdot 1021}{2 \cdot 3170} \cdot \frac{65 - 10}{10} = 8,95 \text{ м}.$$

Развернутая длина теплопередающей части одной пластины $l = 0,74 \text{ м}$.

Число пакетов в регенераторе

$$i = \frac{L}{l} = \frac{8,95}{0,74} = 12,1 \approx 12 \text{ шт}.$$

Таким образом, схема потоков в регенераторе

$$\frac{4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4}{4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4 + 4} = \frac{4 \times 12}{4 \times 12}.$$

Для петлевой схемы движения с нечетным числом пластин поправочный коэффициент η_c , учитывающий наличие прямоточных каналов в общем противоточном движении, равен 0,942.

Действительные значения

$$L = \frac{8,95}{0,942} = 9,5; \quad i = \frac{9,5}{0,74} = 12,8 \approx 13.$$

$$\frac{4 \times 13}{4 \times 13}$$

Гидравлическое сопротивление одного потока

$$\Delta p_n = 0,43 \frac{13 \cdot 0,86}{0,007} \cdot 1021 \cdot \frac{0,735^2}{2} = 22 \cdot 10^{-4} \text{ н/м}^2;$$

$$\Delta p_{охла} = 17,8 \cdot 10^{-4} \text{ н/м}^2.$$

Располагаемый напор $19,6 \cdot 10^{-4} \text{ н/м}^2$ для каждого потока (нагреваемого и охлаждаемого) отдельно.

Предотвращение образования пригара на теплопередающей поверхности теплообменных аппаратов

Пищевые продукты представляют собой сложные химические соединения белков, жиров, углеводов и других веществ. При сильном нагревании в пищевых продуктах происходят физико-химические изменения, вследствие которых из них выделяются отдельные вещества и оседают на поверхностях теплопередачи. Особенно много выделяется белка.

Морган и Вассерман, занимавшиеся исследованием состава пригара виноградного и томатного соков на трубах выпарных аппаратов, обнаружили, что из всех веществ, входящих в состав пригара, большая доля приходится на белок.

Как видно из табл. 11, в пригаре томатной массы содержится белка почти в три раза больше, чем в исходном продукте. Разумеется, что в пригаре молочных продуктов белка будет содержаться еще больше.

Таблица 11

Продукты	Содержание сухих веществ в %			
	Грубые волокна	Зола	Пектин	Белок
Томатная масса	3,0	7,8	3,1	13,0
Пригар томатной массы	3,3	6,2	4,0	33,0

Пригар пищевых продуктов бывает двух видов. К первому относится мягкий пушистый налет из денатурированного белка. Такой налет можно легко удалить. Ко второму виду относится пригар, похожий на камень. Он состоит из денатурированного белка и волокон клетчатки, сцементированных солями. Первый вид пригара образуется при небольшом местном перегреве частиц продукта, находящихся в непосредственном контакте с теплопе-

редающей поверхностью, второй — при большом местном перегреве пристенного слоя продукта.

Кроме температурного фактора большую роль в образовании пригара играют следующие:

- скорость движения продукта в теплообменном аппарате;
- кислотность продукта;
- содержание воздуха в продукте.

Все эти причины и степень их влияния на образование пригара молока, как наиболее склонного к пригару жидкого пищевого про-

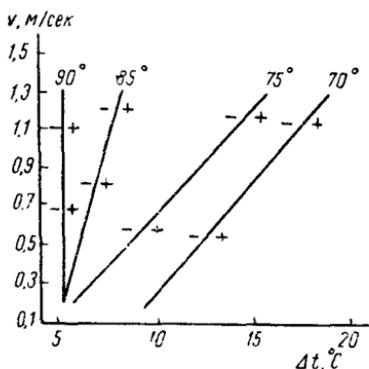


Рис. 78. Влияние скорости движения молока и температурного напора на пригарообразование

дукта, исследовались Гиннингом, Томе и Самуэльсоном. Они установили, что увеличение скорости движения молока в пастеризаторе снижает интенсивность образования пригара и позволяет тем самым несколько повышать среднюю разность температур между греющей средой и молоком; но влияние скорости на интенсивность образования пригара снижается с повышением температуры пастеризации молока и исчезает совсем при температуре пастеризации 90° С. Это отчетливо видно из рис. 78, где знаком плюс отмечены области, в которых наблюдался

пригар, и знаком минус — беспригарные области для различных температур пастеризации. Этот график Гиннинга и его сотрудников может служить ориентиром для правильного выбора скорости движения продукта в пастеризаторе и температуры теплоносителя.

Увеличение содержания воздуха с 4 до 16% увеличивает интенсивность образования пригара больше чем в два раза.

Повышение кислотности молока с 17 до 22 и 27° увеличивает соответственно в 9 и 11 раз интенсивность образования пригара.

Таким образом, правильно выбирая скорость движения продукта и температурный перепад между продуктом и греющей средой (температура пастеризации обычно бывает заданной), можно сильно сократить интенсивность образования пригара. Уменьшить интенсивность образования пригара при стерилизации продукта, когда местный его перегрев практически неизбежен, можно путем увеличения давления на стороне продукта, что повысит температуру его кипения и предотвратит вскипание в местах непосредственного соприкосновения с теплопередающей поверхностью. Этот способ рекомендуют З. Клевицкий, Б. Кафенгауз и М. Мальский, изучившие образование пригара в нагревателях для томат-пасты, а также Н. Мастаков и М. Спешилов. Последние рекомендуют для уменьшения пригара молока в пастеризаторе повышать

его давление на 0,5—0,6 *бар* выше давления греющего пара в паровой рубашке. Такое мероприятие повышает производительность пастеризатора на 10—15% и уменьшает вкусовое различие между сырым и пастеризованным молоком.

Эффективным способом предотвращения пригарообразования является сообщение теплопередающим поверхностям возвратно-поступательного движения с ультразвуковой частотой. Этот способ проверил В. Пospelов на Московском мясокомбинате. Было испытано два одинаковых трубчатых нагревателя. К днищу одного из них был приварен звуковод, работающий от ультразвуковой генераторной установки ИГ-59. Поверхность трубок этого теплообменника после трех месяцев эксплуатации оказалась совершенно чистой, в то время как внутри трубок второго подогревателя, не подключенного к генератору, образовался налет солей толщиной 4—5 *мм*.

Таким образом, для предотвращения пригарообразования на поверхностях теплопередачи целесообразно применять следующие меры:

- правильный выбор температурного напора и скорости движения продукта в пастеризаторах и стерилизаторах;
- удаление воздуха из продукта перед его нагреванием;
- применение продукта нормальной кислотности;
- использование ультразвуковых колебаний.

В отдельных случаях эти меры могут оказаться малоэффективными, например при стерилизации очень вязких, содержащих много солей, белка и клетчатки жидкостей. Тогда наиболее целесообразным окажется механический способ удаления пригара, который проще всего осуществить в аппаратах, снабженных специальными ножами (скребками). Эти аппараты рассмотрены в начале гл. II.

Глава V

ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПАРОВАКУУМНОЙ ОБРАБОТКИ ПИЩЕВЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Аппараты для вакуумной обработки пищевых жидкостей

При производстве молочных продуктов и различных фруктово-ягодных соков все более широкое применение находят деаэраторы. Назначение их — удаление из пищевых продуктов газов, а также летучих соединений, придающих продуктам неприятный привкус и запахи. Деаэрация может осуществляться при помощи воздействия на продукт пара и вакуума. Применяют также аппараты, сочетающие оба эти способа.

Работа термических деаэраторов основана на выделении газов из продуктов при уменьшении парциального давления в пространстве над продуктом. Максимальное выделение газов происходит при кипении жидкости, когда общее давление над поверхностью жидкости минимально.

Вакуумные деаэраторы работают по тому же принципу, что и термические. При снижении давления над жидкостью растворенные газы непрерывно выделяются из нее до тех пор, пока не будет достигнуто состояние равновесия при минимальном давлении.

Наиболее распространены аппараты, работающие по комбинированному способу деаэрации. В этом случае при определенном соотношении степени разрежения и температуры продукта достигается оптимальное выделение растворенных в нем газов.

Для более быстрого и полного выделения газов деаэрируемая жидкость разбрызгивается на капли или распределяется в тонкую пленку.

Аппараты для деаэрации фруктовых соков

Фруктовые соки насыщаются воздухом, и в том числе кислородом, в процессе производства при сепарировании, фильтрации и т. д. Кислород, имеющийся в свежееизготовленном соке в растворенном или адсорбированном состоянии, затем вступает в реакции

с составными частями сока (аскорбиновой кислотой, дубильными, красящими веществами и др.). При этом разрушается витамин С, происходит изменение вкуса и цвета сока, снижающее его качество. Известно, что вкус и цвет насыщенных кислородом плодово-ягодных соков портятся во время переработки и хранения. Удаление из сока кислорода и других газов способствует улучшению вкуса, сохранению естественного цвета и предупреждает вспенивание сока при расфасовке.

Таким образом, деаэрация соков способствует повышению их качества и является необходимой операцией. При выработке готовых продуктов или полуфабрикатов сок подвергается тепловой обработке. С повышением температуры ускоряются химические реакции между кислородом и составными частями сока: происходит связывание растворенного кислорода. Поэтому термической обработке сока, имеющего растворенный кислород, должна предшествовать деаэрация.

Деаэраторы, применяемые для обработки фруктово-ягодных соков, разделяются по принципу действия на три группы: центробежные, распылительные и пленочные.

На рис. 79 показан деаэратор распылительного типа фирмы «Бертуцци», предназначенный для деаэрации осветленных и неосветленных соков, а также соков, содержащих частицы мякоти. Жидкость на деаэрацию подается через патрубок 3 и разбрызгивается центробежными тангенциальными форсунками 2 внутри вертикальной герметической камеры. Нижняя часть сосуда служит сборником сока, уровень которого контролируется водомерным стеклом 1. Деаэрированная жидкость удаляется из аппарата винтовым насосом через нижний патрубок, а воздух через патрубок 4 откачивается водокольцевым вакуумным насосом. Величина разрежения в аппарате 0,96—0,98 бар. Для контроля температуры до и после деаэрации в верхней и нижней частях аппарата установлены манометрические термометры.

На рис. 80 показан аппарат «APV», представляющий собой вертикальный герметический сосуд. Верхняя часть его закрыта стеклянной крышкой. Внутри сосуда расположен перфорированный цилиндр 1. Сок вводится в верхнюю часть аппарата через

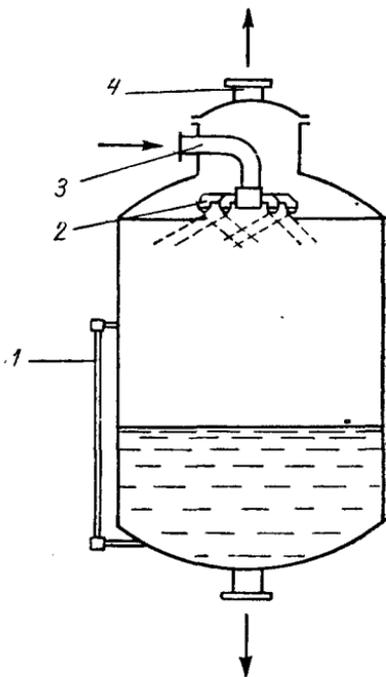


Рис. 79. Деаэратор «Бертуцци»

сопло 2, затем, выходя из сопла, с большой скоростью ударяется о стеклянную крышку и рассеивается в радиальном направлении, распределяясь по перфорированной сетке и внутренней поверхности стенки деаэрата. Стекает сок по трем поверхностям: внутренней и внешней стенке перфорированного цилиндра и внутренней стенке вакуумной камеры. Благодаря этому в аппарате «APV» получается большая поверхность жидкой фазы, что способствует его высокопроизводительной работе. Деаэрированный сок удаляется из аппарата центробежным насосом 6. Газы, выде-

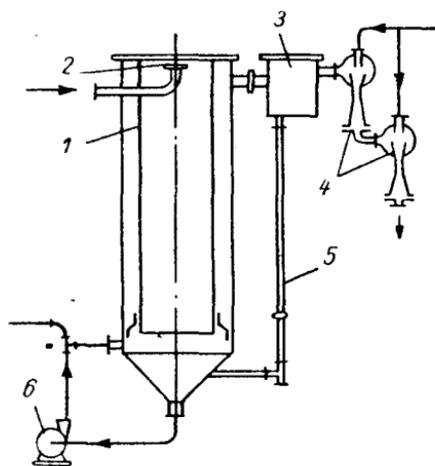


Рис. 80. Деаэратор «APV»

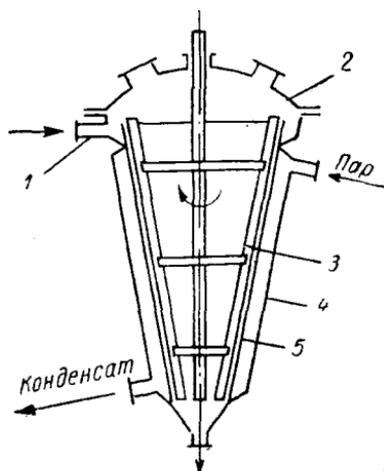


Рис. 81. Пленочный деаэратор для обработки пюреобразных продуктов

ленные в вакуумной камере, отсасываются двухступенчатым пароструйным эжектором 4 и, проходя через отделитель влаги 3, выбрасываются в атмосферу.

Частички жидкости, задержанные во влагоотделителе, возвращаются в аппарат по трубе 5, являющейся в то же время водомерным стеклом.

Конструкция деаэратора пленочного типа для вакуумной обработки пюреобразных продуктов детского питания разработана УкрНИИКПом. Аппарат (рис. 81) состоит из конического корпуса 5 с обогревающей рубашкой 4, крышки 2 и вращающейся мешалки 3. Продукт поступает в верхнюю часть аппарата через патрубок 1 и распределяется по внутренней поверхности деаэратора лопастями мешалки. За время протекания по стенке продукт деаэрируется.

Основной задачей расчета деаэратора является определение количества кислорода, подлежащего удалению, режима работы аппарата и его основных размеров.

Количество деаэрируемого кислорода G в кг/ч определяется из уравнения материального баланса

$$G = Q (C_n - C_k), \quad (34)$$

где Q — расход жидкости в $м^3/ч$;
 C_n, C_k — содержание кислорода в жидкости до и после деаэрации в $кг/м^3$.

В то же время

$$G = \beta V \Delta C_{cp}, \quad (35)$$

где V — объем аппарата над уровнем жидкости;
 $C_{cp} = \frac{C_n - C_k}{\ln \frac{C_n - C_p}{C_k - C_p}}$ — средняя логарифмическая разность концентраций в $кг/м^3$;
 C_p — равновесное содержание кислорода в жидкости;
 β — объемный коэффициент деаэрации.

Численное значение C_p определяется из соотношения

$$C_p = \frac{C \left[\frac{(100 - U)}{100} 760 - p_s \right]}{760}, \quad (36)$$

где C — равновесное содержание кислорода в жидкости при атмосферном давлении в $кг/м^3$;
 p_s — упругость водяного пара при данной температуре в мбар;
 U — вакуум в аппарате в %.

Для конструкторских расчетов требуется определить объем рабочей камеры деаэратора.

Приравнявая выражения (34) и (35), получим

$$V = \frac{Q (C_n - C_k)}{\beta \Delta C_{cp}}. \quad (37)$$

В выражении (37) неизвестна величина коэффициента деаэрации β , которая определяется опытным путем. Экспериментальным путем для определения β получено критериальное уравнение

$$Nu = 0,116 Re^{0,96} Pr^{0,425} U^{1,43} \left(\frac{h}{H} \right)^{0,28}, \quad (38)$$

где $Nu = \frac{\beta V}{\nu (H - h)}$ — диффузионный критерий Нуссельта;
 H — высота вакуумной камеры в м;
 h — уровень жидкости в камере в м;
 $Re = \frac{W (H - h)}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; $W = \frac{Q}{3600 F}$ — плотность орошения деаэратора в $м^3/м^2 \cdot сек$; F — площадь сечения аппарата;

$Pr = \frac{3600v}{D}$ — диффузионный критерий Прандтля;
 D — коэффициент диффузии в $m^2/сек.$

Уравнение (38) выведено применительно к условиям камерных вакуум-деаэраторов и справедливо при следующих значениях критериев: $Re = 200 \div 400$; $Pr = 200 \div 2500$; $U = 70 \div 98,5\%$;
 $\frac{H-h}{D_k} = 0,75 \div 1,7$ (D_k — диаметр вакуумной камеры в m);
 $\frac{h}{H} = 0,03 \div 0,4$.

Закономерности деаэрации в распылительных и пленочных аппаратах еще не исследованы. Поэтому при конструировании этих типов деаэраторов приходится исходить из примерных эмпирических данных о работе существующих типоразмеров аппаратов.

Аппараты для вакуумной обработки молочных жидкостей

Вакуумная обработка молочных жидкостей без инъекции пара чаще всего применяется в тех случаях, когда продукт, предназначенный для тепловой обработки, обладает удовлетворительными вкусовыми свойствами и требуется лишь удаление из него воздуха или когда продукт содержит порочные привкусы, обусловленные наличием в нем легко отделяемых летучих веществ.

Процесс удаления из жидких молочных продуктов посторонних запахов и привкусов называется дезодорацией, а аппараты для его осуществления — дезодораторами.

Дезодорацию часто объединяют с высокотемпературной пастеризацией. При этом обычно применяются два варианта технологического процесса дезодорации: с использованием вакуумирования без вспыскивания пара и с применением инъекции острого пара для промывки продукта и более эффективного удаления привкусов.

Для осуществления дезодорации под вакуумом применяют несколько вариантов аппаратного оформления процесса: с одной, двумя и тремя вакуум-камерами. На рис. 82 представлена схема двухкамерной установки. Сырое молоко поступает из молокохранительного танка 1 в уравнильный бачок 2 и засасывается через секцию регенерации 3 пластинчатого пастеризатора при температуре регенерации в верхнюю часть первой вакуум-камеры 4, в которой из молока удаляются воздух и неконденсирующиеся газы, но молоко не испаряется. Из первой камеры молоко подается дозирующим насосом 5 через секции пастеризации 6 и выдержки 7, проходит отводной клапан 8 и попадает во вторую вакуум-камеру 9. Там при температуре пастеризации молоко мгновенно вскипает и испаряется. При этом происходит его интенсивное охлаждение. Испарившаяся влага в виде пара, а вместе с ней и летучие вещества, носители привкуса, удаляются в конденсатор. Из второй ка-

меры молоко подается насосом 10 через гомогенизатор 11 в секции регенерации 12 и охлаждения 13 пастеризатора. Пар, образовавшийся при испарении горячего молока во второй вакуум-камере, поступает в первую камеру 4, где частично конденсируется, воз-

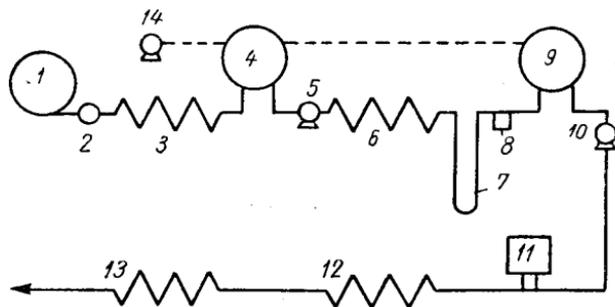


Рис. 82. Схема двухкамерной дезодорационной установки

вращая молоку часть испаренной влаги и выделенного тепла. Вакуум в установке создается вакуумным насосом 14.

Однокамерные дезодораторы размещают на пути сырого молока из секции регенерации в дозирующий насос (рис. 83) или за пере-

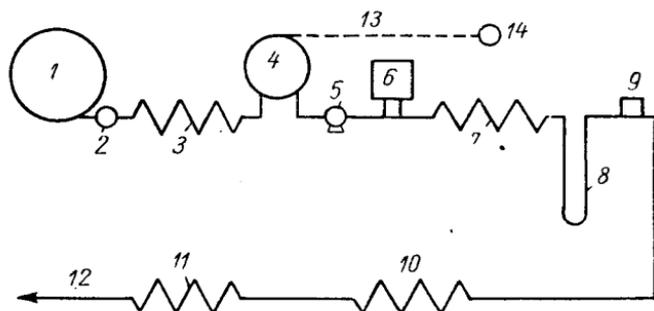


Рис. 83. Схема однокамерной установки с вакуум-камерой, расположенной между секцией регенерации и дозирующим насосом:

1 — танк для молока; 2 — уравнивательный бак; 3 — секция регенерации; 4 — вакуум-камера; 5 — дозирующий насос; 6 — гомогенизатор; 7 — секция нагрева; 8 — выдерживатель; 9 — отводной клапан; 10 — секция регенерации; 11 — секция охлаждения; 12 — розлив; 13 — трубопровод сокового пара; 14 — вакуум-насос

пусным клапаном (рис. 84). В первом случае продукт поступает в камеру дезодорации при температуре регенерации, во втором — при температуре пастеризации. Второй вариант технологической схемы дает возможность осуществлять испарение продукта при большем перепаде температур. В этом случае из продукта испаряется большее количество воды и, следовательно, эффект дезодорации выше.

Принцип действия однокамерных вакуум-дезодораторов аналогичен принципу действия второй камеры двухкамерных установок. Для конденсации части пара, получаемого при вскипании молока, в однокамерных установках имеется либо специальный конденсатор, либо конденсатор, встроенный в верхнюю часть вакуумной камеры. При прохождении соковых паров по трубопроводу в результате теплопотерь в окружающую среду часть пара конденсируется и образовавшаяся вода стекает обратно в вакуумную камеру. С этой целью трубопровод устанавливают с уклоном к вакуум-камере.

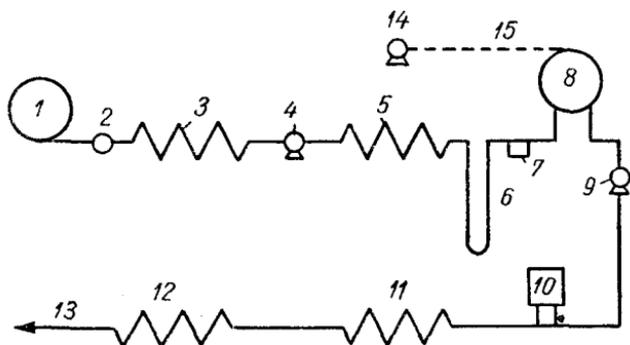


Рис. 84. Схема однокамерной установки с вакуум-камерой, расположенной за перепускным клапаном:

1 — танк для молока; 2 — уравнительный бак; 3 — секция регенерации; 4 — дозирующий насос; 5 — секция нагрева; 6 — выдерживатель; 7 — перепускной клапан; 8 — вакуум-камера; 9 — насос; 10 — гомогенизатор; 11 — секция регенерации; 12 — секция охлаждения; 13 — розлив; 14 — вакуум-насос; 15 — трубопровод сокового пара

Эффективность дезодорации и потери молока с испаренной влагой изучались в Коннектикутском университете на двухкамерном дезодораторе типа Ваку-Терм. Если падение температуры при испарении в вакуумной камере больше вызванного потерями на теплоизлучение в трубопроводе, отводящем соковые пары, то происходит сгущение продукта. Таким образом, после дезодорационной обработки теряется часть продукта. Потери увеличиваются с увеличением падения температур в вакуум-камере. Если не принимать во внимание возврат части испарившейся воды, сконденсировавшейся за счет теплоизлучения, то потери молока в однокамерном вакуум-дезодораторе, расположенном до или после секции пастеризации, составляют 0,18% на 1° падения температуры.

Установка конденсатора на трубопроводе сокового пара и возвращение получаемого конденсата в молоко позволяют уменьшить эти потери. На рис. 85 показаны потери молока в зависимости от величины перепада температур в одно- и двухкамерном дезодораторах, работающих с конденсатором и без него. Как следует

из рис. 85, для обеих схем установок увеличение перепада температуры повышает потери молока. Применение конденсатора дает возможность снизить потери, обеспечить работу с большим перепадом температуры и добиться соответственно большего эффекта дезодорации. В двухкамерной установке применение конденсатора

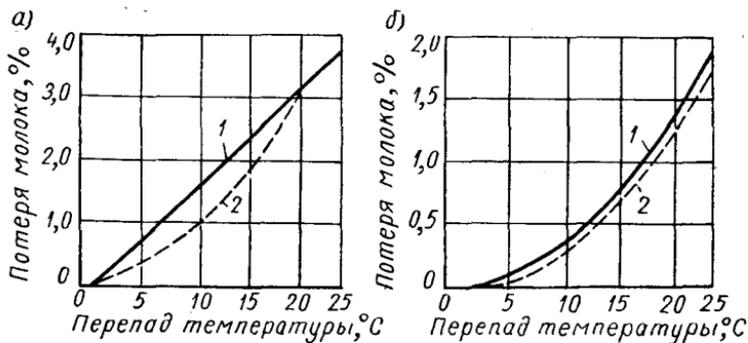


Рис. 85. Потери молока в вакуум-дезодораторе: а — однокамерная установка; б — двухкамерная установка; 1 — без конденсатора; 2 — с конденсатором

дает меньший эффект, так как функции конденсатора выполняет первая камера. Если условно принять максимально допустимую потерю молока 0,5%, то максимально допустимый перепад температуры составит: для однокамерной установки без конденсатора 3,9°, с конденсатором 6,4°; для двухкамерной установки без конденсатора 11,9°, с конденсатором 12,8° С.

Пароконтактные аппараты

Рассматривая методы пастеризации, следует отметить, что развитие их идет по пути повышения температуры нагревания и снижения времени выдержки: от низкотемпературных режимов с длительной выдержкой к среднетемпературным с кратковременной выдержкой и к высокотемпературным без выдержки. Эта тенденция обусловлена повышением общего технического уровня производств, перерабатывающих пищевые продукты, переходом к поточным, более прогрессивным схемам технологических процессов.

Применение пароконтактных аппаратов для тепловой обработки пищевых жидкостей обусловлено следующими техническими предпосылками: высокой интенсивностью теплообмена, отсутствием пригара, малыми гидравлическими сопротивлениями, удалением посторонних привкусов и запахов, повышением качества и увеличением срока хранения продуктов, надежным и достаточным бактерицидным эффектом.

Единственная трудность в применении пароконтактных аппаратов для тепловой обработки пищевых жидкостей заключается

в необходимости потребления чистого пара. Но она преодолевается при наличии индивидуального парогенератора или путем электрокомпрессии, позволяющей использовать один и тот же пар, образованный при испарении продукта.

Для предупреждения загрязнения продукта примесями, содержащимися в паре, пользуются сухим насыщенным паром без примесей масла и органических веществ и без посторонних привкусов и запахов. При значительной длине паропровода устанавливают на соответствующих участках конденсационные горшки необходимого размера. В качестве питательной воды используют питьевую воду. Для обсушки и очистки пара применяют помимо фильтров специально сконструированные капельные сепараторы, работающие по принципу циклона.

Пароконтактные аппараты применяются для пастеризации и дезодорации питьевого молока, сливок и фруктово-ягодных соков; пастеризации смеси для мороженого, стерилизации различных молочных жидкостей, фруктово-ягодных соков и паст.

С разработкой пароконтактного метода нагрева пищевых жидкостей особенно быстрое развитие получил процесс стерилизации, названный уперизацией.

Устройство и принцип действия пароконтактных аппаратов

В зависимости от способа смешения пара с продуктом различают два типа пароконтактных аппаратов: инъекционный и инфузионный. Имеется несколько разновидностей конструкций смешительных инъекционных устройств, но характерным для всех их является введение пара под давлением в движущуюся струю продукта. На рис. 86 показано инъекционное смешительное устройство. Продукт под давлением движется через составное сопло 1, 2, 4. Пар через отверстия 3 подается в движущуюся струю продукта. При этом происходит интенсивная турбулизация потока продукта, что способствует чрезвычайно быстрому протеканию процесса теплообмена. Данный способ инъецирования исключает образование паровых пробок и отложение солей на стенках сопла.

В инфузионных аппаратах продукт в виде мелких капель или тонких струй поступает в паровое пространство через специальное распределительное устройство, расположенное в верхней части смешительной камеры. Продукт, смешиваясь с паром и поглощая его теплоту, нагревается. Инфузионные аппараты интересны тем, что используют пар низкого давления с температурой, более близкой к конечной температуре продукта, что исключает возможность местного перегрева.

Главную роль при выборе конструкции и типа смешительного устройства играет вязкость продукта. Для высокотемпературного нагрева продуктов с повышенной вязкостью желателен применять

инфузионные смесительные устройства. При таком способе нагрева требуются меньшие затраты механической энергии на перекачивание продукта в смесительную камеру и из нее. Недостатком инфузионного способа нагрева продукта паром являются сравнительно большие размеры инфузионной колонки (высота до двух метров). Для высокотемпературного нагрева продукта, обладающего небольшой вязкостью, более предпочтительными являются инжекционные смесительные устройства.

Устройство и принцип действия пароконтактного пастеризатора показаны на рис. 87. В качестве примера приведен пароконтактный пастеризатор для пастеризации сливок при производстве сливочного масла поточным способом.

Процесс пастеризации происходит следующим образом: сливки при температуре около 40°C попадают в паровую камеру 2 пастеризатора и далее через поплавковый регулятор — в распределительное устройство 1 с мелкими отверстиями, через которые они струйками стекают вниз. Одновременно в камеру 2 подводят очищенный пар. В результате непосредственного контакта пара со сливками и конденсации пара сливки нагреваются до $88\text{--}93^{\circ}\text{C}$ и затем, частично разбавленные конденсатом, засасываются по трубе 3 в камеру среднего вакуума 4, где поддерживается давление $0,5\text{--}0,7$ бар. Благодаря вакууму, поддерживаемому в камере 4, соответствующему температуре кипения $71\text{--}82^{\circ}\text{C}$, продукт поступает туда перегретым. Вследствие этого происходит самоиспарение влаги, сопровождающееся частичной отгонкой пахучих летучих веществ, которые вместе с паром отсасываются в эжектор-конденсатор 5, а продукт подается в камеру глубокого вакуума 6, где поддерживается давление $0,07\text{--}0,1$ бар, т. е. вакуум достигает 93%. Здесь влага интенсивно испаряется и пар продолжает уносить летучие вещества, а температура продукта понижается до $38\text{--}45^{\circ}\text{C}$. Из камеры 6 сливки откачиваются насосом. В результате самоиспарения влаги устраняется первичное разбавление сливок.

Схема работы инжекционного аппарата подобна описанной. Все различие состоит лишь в конструкции смесительного устройства.

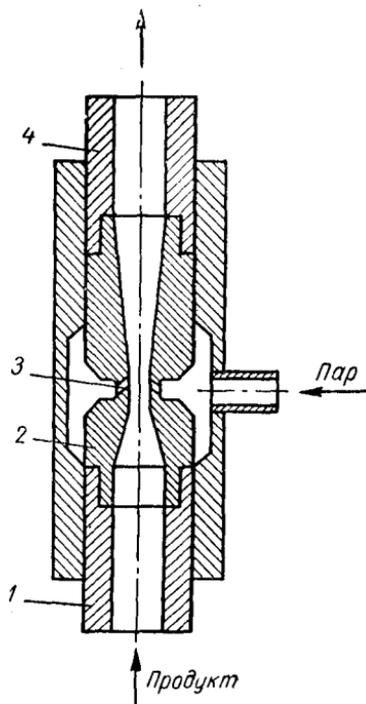


Рис. 86. Инжекционное смесительное устройство

Так как передача тепла в пароконтактных аппаратах происходит от пара непосредственно к продукту, то процесс нагрева отличается высокой интенсивностью и требует мало времени для доведения продукта до заданной температуры.

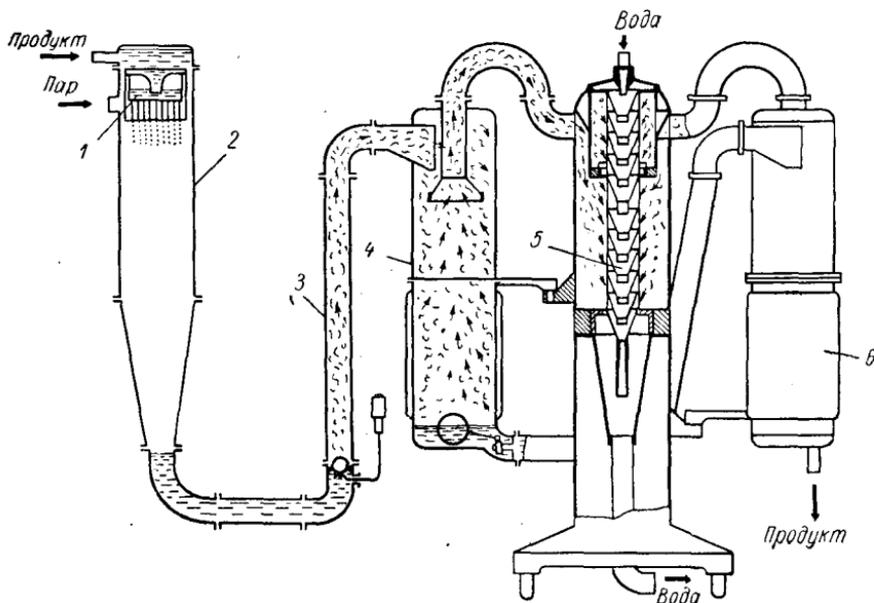


Рис. 87. Схема инфузионного пароконтактного пастеризатора

Смешение нагреваемой и греющей среды в пароконтактных пастеризаторах осуществляется распределением одной из них в другой в виде струй или капель, т. е. продукт диспергируется в паре или пар — в продукте. Благодаря такому раздроблению получается большая поверхность теплообмена между жидкостью и паром. Пароконтактные аппараты не имеют движущихся частей и отличаются относительно простой конструкцией.

Удаление посторонних привкусов и запахов из пищевых жидкостей

При обработке молочных жидкостей в пароконтактных аппаратах можно удалять различные посторонние привкусы и запахи, попавшие в продукт разными путями. Пороки вкуса и запаха молочных жидкостей вызываются присутствием в кормах растений с резкими, неприятными привкусами и запахами (дикий лук, полынь, чеснок, силос, люцерна и др.). Помимо этого молочные продукты легко адсорбируют запахи окружающей среды или тары, в которой они хранятся. Все это отрицательно влияет на качество продуктов, получаемых из молока.

Наиболее распространенными способами дезодорации являются применение вакуума и дистилляция паром. Процесс удаления портящих веществ дистилляцией называют еще вакреацией, а аппараты — вакреаторами.

Соединения, портящие вкус и запах молочных жидкостей, распределяются между водной и жировой фазами, в которых они находятся в малых концентрациях. Растворимые соединения частично находятся в жидкости, частично в парообразном состоянии над жидкостью, в которой они растворены. Процесс дезодорации основан на восстановлении фазового равновесия, при котором часть пара удаляется.

При введении в вакуумную камеру распыленной жидкости она стекает по стенкам в виде очень тонкого слоя, создавая большую поверхность жидкой фазы. Водяной пар при этом движется в центре камеры навстречу потоку жидкости. Это дает возможность части соединений, придающих жидкости посторонний вкус и запах, перейти в паровую фазу. Переход портящих веществ из жидкого состояния в парообразное происходит до тех пор, пока не восстановится фазовое равновесие. Если при этих условиях пар непрерывно удаляется из камеры, то вместе с ним будут удаляться примеси, портящие вкус и запах.

В молочных жидкостях примеси распределены в соответствии с коэффициентами растворимости как между молочным жиром, так и между сывороткой молока, т. е. в жировой и водной фазах. По мере того как пар входит в соприкосновение с обрабатываемой жидкостью, происходит некоторая отгонка портящих веществ из водных частей молочной жидкости, нарушая таким образом равновесное распределение примеси внутри жидкости, что влечет за собой переход примесей из жировой фазы в водную.

Интенсивность удаления примесей из жировой фазы определяется следующими факторами: размером молочных капель, соприкасающихся с паром; величиной конвекции внутри капли; размером жировых шариков; величиной конвекции внутри жировых шариков и свойствами самого портящего вещества; летучестью паров (более летучее вещество быстрее перемещается из водной части капель и таким образом создает большую степень неуравновешенности в системе жир—сыворотка); природой парциального равновесия (большей или меньшей растворимостью вещества в жире, чем в сыворотке) и т. д.

Существенное влияние на скорость отгонки оказывает летучесть портящих веществ. Она определяется давлением паров вещества при какой-либо температуре или температурой кипения при каком-либо одном давлении. Следовательно, температура кипения при атмосферном давлении является показателем степени летучести.

Если два вещества находятся в смеси, то их летучесть меняется. Величина этого изменения определяется законом Рауля. Так как

вещества очищаются в пропорции к их парциальным давлениям, то для идеальных смесей при какой-либо одной концентрации в жидкости молярная пропорция веществ в паре прямо пропорциональна относительным давлениям пара чистых веществ при данной температуре.

Большинство процессов дезодорации молочных жидкостей происходит при некотором вакууме или при небольшом избыточном давлении. Поэтому интересно знать, как влияет изменение давления на относительные давления пара летучих веществ или воды.

Известно, что эффективность паровой дистилляции изменяется с изменением температуры или давления, при котором производится паровая дистилляция. Если принять, что портящие вещества, находящиеся в молочной жидкости, обладают различными свойствами, то для идеальных растворов понижение температуры и давления, т. е. повышение вакуума, будет облегчать отгонку низкокипящих жидкостей и определенно задерживать отгонку высококипящих веществ.

Большинство бинарных смесей не подчиняется соотношению, выраженному законом Рауля, даже в том случае, когда пропорция каждого присутствующего компонента значительна. Такие факторы, как химические сходства и антипатии, вступают в действие, заставляя одно вещество изменять свойства другого. Некоторые вещества имеют значительно большее давление пара в присутствии воды, чем давление, рассчитанное по закону Рауля. Поэтому относительная летучесть вещества, определяемая точкой его кипения при атмосферном давлении или давлением его пара в чистом виде при какой-либо близкой температуре, не может быть принята как действительное значение летучести этого вещества в паре.

Степень отклонения действительного давления пара вещества в бинарной смеси от рассчитанного по закону Рауля выражается коэффициентом активности вещества и должна приниматься во внимание при рассмотрении вопросов дезодорации.

А. Е. Бейли, исходя из предположения о соответствии свойств растворов веществ, портящих вкус и запах, законам для идеальных смесей, приводит в общем виде решение для закономерностей удаления этих веществ из пищевых жидкостей:

$$q = \frac{pG}{E p_n} \ln \frac{V_1}{V_2}, \quad (39)$$

где q — число молей пара.

Количество пара, необходимое для дезодорации, прямо пропорционально количеству обрабатываемой жидкости G , давлению в дезодораторе p и логарифму отношения концентраций летучих веществ в начале и конце процесса $\frac{V_1}{V_2}$ и обратно пропорционально давлению паров чистых летучих примесей p_n и коэффициенту насыщения E .

Как известно, скорость перехода летучих веществ из жидкости в пузырьки пара определяется разностью давления насыщения p_n и фактического давления в пузырьке p'_n , поверхностью раздела фаз f и константой диффузии k :

$$\frac{dp'_n}{d\tau} = kf(p_n - p'_n), \quad (40)$$

где τ — время.

После интегрирования уравнения (40) получим

$$fk\tau = \ln \frac{p_n - p'_n}{p_n - p_n} = \ln \frac{1}{1 - E}$$

или

$$E = 1 - e^{-fk\tau}.$$

Таким образом, коэффициент насыщения растет с увеличением поверхности раздела фаз и времени контакта между паром и жидкостью. В производственной практике условия проведения процесса дезодорации во многом отличаются от теоретической схемы из-за изменений скорости потока продукта, скорости движения пара, условий контакта пара с продуктом и больших изменений в природе и концентрации портящих веществ, которые должны быть удалены. Поэтому приведенные выводы носят качественный характер и применимы лишь для понимания общих принципов действия и конструирования новых типов оборудования для дезодорации.

Схемы пароконтактных установок для обработки пищевых жидкостей

Со времени своего возникновения пароконтактные пастеризаторы претерпели ряд изменений в конструктивном использовании и в схемах включения в технологические процессы. Но, хотя современные аппараты по внешнему виду и техническим данным очень сильно отличаются от своих предшественников, основной принцип их работы не изменился.

Ниже приводится несколько схем пароконтактных аппаратов, предназначенных для различных операций.

На рис. 88 представлена схема типичной двухступенчатой вакуаторной установки. Установка состоит из двух последовательных расположенных секций. В первой, смесительно-пастеризационной, где поддерживается небольшой вакуум, свежий пар смешивается с сырыми сливками, которые тонкими струйками, распадающимися на капли, стекают вниз. Сливки поглощают теплоту конденсации пара и пастеризуются. Смесь поступает по вертикальной трубе в верхнюю часть циклонного отделителя, откуда пар и часть газов удаляются в эжекторный конденсатор, а пастеризованные

и частично дезодорированные сливки стекают в промежуточный поплавковый уравнивательный бачок. Из бачка сливки поступают во второй циклонный отделитель охладительно-дезодорационной секции, где при более глубоком вакууме сливки мгновенно вскипают и охлаждаются, отделяя пар и газы (в том числе летучие вещества, вызывающие нежелательные запахи). Пар и газы уносятся в эжекторный конденсатор и выбрасываются, а обработанные сливки подаются насосом на дальнейшую переработку.

Однако дезодорация сливок с высокой концентрацией летучих веществ в аппарате описанного типа требует большого расхода пара, так как переход летучих веществ из сливок в пар происходит лишь до тех пор, пока концентрация их в паре не станет равновесной для системы сливки—пар. Для дальнейшей дезодорации сливки должны вступить в контакт с дополнительным количеством свежего или менее загрязненного пара.

Степень снижения загрязнения сливок может быть выражена следующим образом:

$$\frac{\text{конечная концентрация в мг/л}}{\text{начальная концентрация в мг/л}} = \frac{1}{1 + n \cdot \frac{\text{расход пара в кг/ч}}{\text{количество обработанных сливок в кг/ч}}}$$

где n — отношение концентрации летучих веществ в отработанном паре к их концентрации в обработанных сливках.

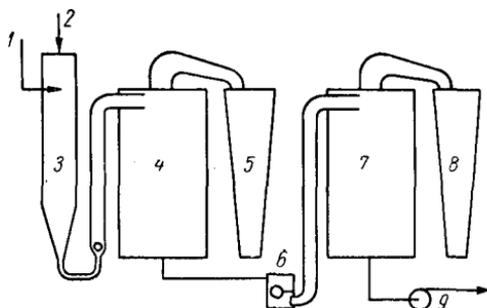


Рис. 88. Схема двухступенчатой вакреаторной установки:

1 — пар; 2 — сливки; 3 — смешительная камера; 4, 7 — циклонные отделители; 5, 8 — эжекторные конденсаторы; 6 — уравнивательный бак; 9 — насос

Среднее значение n в практике новозеландских маслозаводов около 10. Из этого видно, что эффективная дезодорация связана с высоким удельным расходом свежего пара.

К настоящему времени разработан метод вакреации с повторным использованием пара для обработки свежих сливок. Этот метод, названный многоступенчатым противоточным контактом или паровой прошивкой, получил широкое распространение в Новой Зеландии и Австралии.

На рис. 89 показана схема двухступенчатого вакреатора, разработанного по новому методу. Свежий пар поступает во вторую смешительную камеру и после контакта с частично обработанными сливками, поступающими сюда из пастеризационной секции, отводится в первую смешительную камеру, куда подаются свежие сливки. Здесь пар входит в контакт со свежими сливками и отни-

мает часть их летучих веществ, устанавливая новое отношение концентраций на более высоком уровне. Из первой секции пар отводится в эжекторный конденсатор. Сливки после прохождения второй смесительной камеры попадают в промежуточный бачок и из него в охлаждающую секцию, где при более глубоком вакууме мгновенно вскипают и охлаждаются, отделяя пар и летучие вещества. Пар и газы уносятся в конденсатор, а сливки поступают на дополнительную переработку.

Применение нового метода обработки позволяет увеличить эффективность обработки сливок при прежней производительности

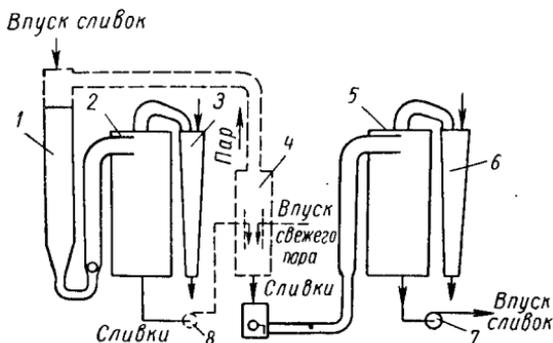


Рис. 89. Схема двухступенчатого вакреатора с повторным использованием пара:

1, 4 — смесительные камеры; 2, 5 — вакуумные камеры;
3, 6 — эжекторные конденсаторы; 7, 8 — насосы

и том же расходе пара или уменьшить расход пара при прежней эффективности. Экономия пара составляет примерно 42%. Если наряду с повторным использованием пара для достижения лучшей дезодорации полностью использовать тепло отходящего пара, например на предварительный подогрев сливок, то расход пара составит 0,06 кг на 1 кг сливок. Такой же расход пара будет в том случае, если вакреатор используется как пастеризатор, т. е. если пар расходуется только для нагревания сливок.

Большая часть тепла обработанных сливок также может быть использована при их дальнейшем охлаждении в теплообменнике для нагрева воды. Вследствие уменьшенного расхода пара при его повторном использовании или при работе вакреатора в режиме пастеризатора снижается температура отходящей из конденсаторов воды, что может снизить общую экономию тепла на заводах, где эта вода используется для подогрева сливок. В этом случае выгоднее использовать тепло отработанного пара непосредственно.

Схема подобного устройства показана на рис. 90. Большая часть отработанного пара конденсируется в поверхностном конденсаторе, подогревая циркулирующую воду, которая используется для подогрева сливок в пластинчатом теплообменнике.

Избыток горячей воды может быть отведен для нужд производства или для питания паровых котлов. Поступление в циркуляционную сеть необходимого количества добавочной воды регулируется поплавковым регулятором.

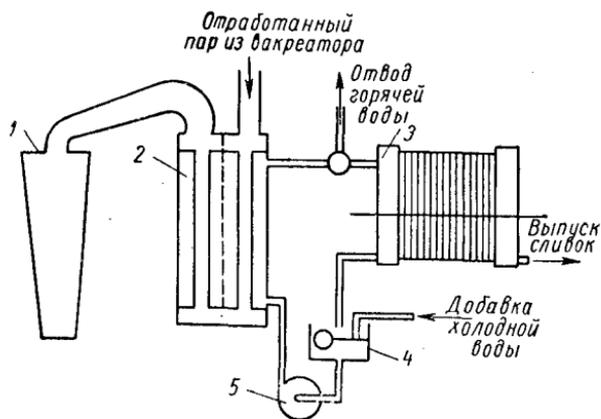


Рис. 90. Схема регенерации тепла вторичного пара:

1 — эжекторный конденсатор; 2 — поверхностный конденсатор; 3 — пластинчатый теплообменник; 4 — поплавокый регулятор; 5 — насос

Фирмой «Альфа Лаваль» создана установка непрерывного действия для производства стерилизованного молока естественной окраски и вкуса. Питательная ценность молока, стерилизованного новым способом, выше, чем прежнего. Сущность нового метода

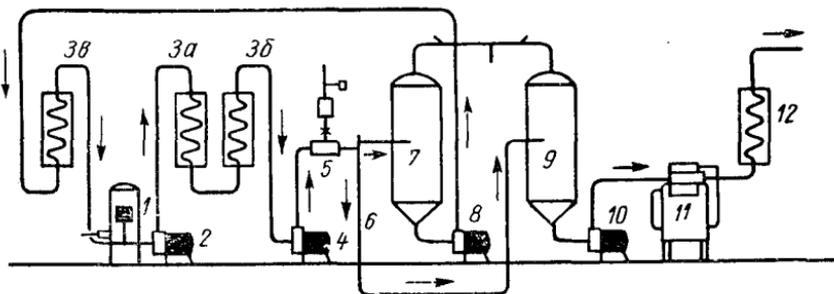


Рис. 91. Схема стерилизационной установки «Альфа Лаваль»

состоит в том, что молоко нагревается с помощью инжекции острого пара в доли секунды до 140°C . Эта температура выдерживается в течение 2—4 сек, а затем быстро снижается в вакуумном резервуаре, что позволяет сохранить неизменными физические и химические свойства молока.

Принцип действия такой установки показан на рис. 91. Из молокохранилища молоко подается уравнительному баку 1 и при

помощи центробежного насоса 2 подводится к пластинчатому аппарату 3а и 3б, в котором нагревается до 75° С. Центробежный насос высокого давления 4 подает молоко в паровой инжектор 5, где оно нагревается паром до 140°С (применяются и более высокие температуры). Дроссельные шайбы, расположенные на выходных отверстиях переключательного клапана, снижают давление до 4,5бар, что предохраняет молоко от кипения. Молоко выдерживается в трубе 6 в течение 3—4 сек при температуре 140°С, после чего через вентиль поступает в вакуумную камеру 9, в которой поддерживается постоянный вакуум при температуре 76—77° С. Стерилизованное таким образом молоко подается при помощи центробежного насоса 10 к стерильному гомогенизатору 11 и далее к стерильному пластинчатому охладителю 12, где охлаждается до 20° С. Отсюда молоко направляется к упаковочной машине. Если молоко не было достаточно нагрето в паровом инжекторе, оно отводится обратно через переключательный вентиль в вакуумную камеру 7, откуда насосом 8 подается через пластинчатый охладитель 3в к уравнительному бачку 1.

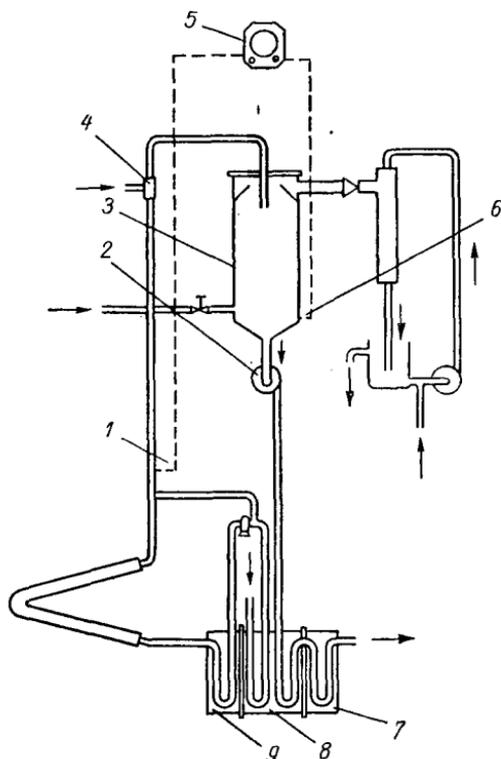


Рис. 92. Схема установки «Паровак»

Непрерывно действующая установка для стерилизации молока имеет автоматическое управление. Температуры предварительного нагревания и стерилизации молока регулируются при помощи специального регулятора. В процессе стерилизации температура регистрируется самопишущим прибором. Для непрерывного наблюдения за стерильностью процесса имеются специальные устройства для взятия проб. Установка снабжена устройством для автоматической очистки, процесс которой регулируется программным регулятором по заранее заданной программе.

Установка «Паровак» для пастеризации и дезодорации молока разработана фирмой «АРВ» (рис. 92). Дезодорация осуществляется инъекцией пара в молоко, а также промывкой молока паром под

вакуумом. После нагрева в пастеризаторе 9 и выдержки при 72°C молоко подается в дистилляционную камеру 3 через инжектор 4, где подогревается до $79\text{—}91^{\circ}\text{C}$. Молоко, поступающее в дистилляционную камеру, вскипает, выделяя пары воды и летучие вещества. Обычно обработка инъецированным паром обеспечивает достаточную дезодорацию. Но для удаления некоторых устойчивых привкусов молоко подвергается еще промывке паром, который поступает в колонку снизу и движется вверх навстречу продукту. Дезодорированное молоко возвращается насосом 2 в секцию регенерации 8 пастеризатора и удаляется через секцию охлаждения

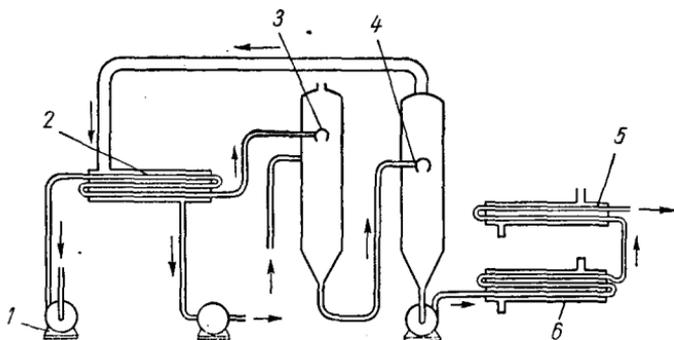


Рис. 93. Стерилизационная установка «Лагилар»

дения 7. Для получения неизменного состава молока необходимо поддерживать постоянной разницу температур на выходе из пастеризатора и на выходе из колонки. Это обеспечивается компенсаторным регулятором 5, который замеряет температуру молока в точках 1 и 6 и устанавливает соответствующий вакуум в колонке.

Пароконтактные установки для стерилизации пищевых жидкостей инъекционного и инфузионного типа нашли применение в Западной Европе. Из них наиболее известны уперизационная установка «Шторк» (Швеция) и «Лагилар» (Франция).

На рис. 93 показана схема установки «Лагилар». После предварительного подогрева вторичными парами в подогревателе 2 молоко впрыскивается в вакуум-паровую камеру 3, где нагревается до $135\text{—}140^{\circ}\text{C}$. Время выдержки составляет $5\text{—}10$ сек. Охлаждение молока осуществляется в вакуумной камере 4 и в трубчатом охладителе 5. Движение молока через установку осуществляется при помощи насосов 1.

Гидродинамика и теплообмен в пароконтактных аппаратах

К настоящему времени процессы гидродинамики и теплообмена в пароконтактных аппаратах исследованы не полностью, что в первую очередь относится к охлаждению перегретой жидкости

под вакуумом. Наиболее полно исследовано нагревание жидкости в инфузионных аппаратах.

Основными процессами при тепловой обработке жидкости в инфузионных аппаратах являются: истечение жидкости из отверстий малых диаметров, распад струи жидкости на капли, теплообмен при непосредственном контакте струй и капель жидкости с паром, охлаждение нагретой жидкости под вакуумом.

Истечение жидкости из отверстий малых диаметров

При тепловой обработке пищевых жидкостей в пароконтактных пастеризаторах важное значение имеет способ подачи продукта в паровую камеру, так как этим определяются гидродинамические и тепловые процессы.

Возможны различные варианты подачи жидкости, подлежащей нагреванию, в паровую камеру: в виде пленки, стекающей по стенке или свободно падающей в паровом пространстве, в виде мелко распыленных капель или тонких струй, распадающихся в дальнейшем на отдельные капли.

Наиболее распространенным на практике является выпуск жидкости в пар в виде тонких струй, что обусловлено чрезвычайно простым конструктивным исполнением этого способа. Распыляющее устройство такого типа представляет собой тонкостенную воронку с большим числом отверстий малого диаметра. Очевидно, что интенсивность теплообмена между паром и жидкостью будет возрастать с уменьшением диаметра струй при всех прочих равных условиях. Поэтому целесообразно впускать жидкость в камеру нагревания через отверстия возможно меньшего диаметра. Но применение слишком малых отверстий может привести к засорению их.

Следовательно, нужно подбирать такие распыляющие устройства, которые имели бы минимальные диаметры отверстий и одновременно были надежными в эксплуатации.

Истечение жидкости из распределительного устройства пароконтактных аппаратов является промежуточным случаем между истечением из тонкой стенки и цилиндрического насадка. Толщина стенки в рассмотренных аппаратах недостаточно велика для образования насадка, но и недостаточно мала для классического отверстия в тонкой стенке, толщина которой должна приближаться к нулю.

Поэтому закономерности истечения жидкости применительно к условиям пароконтактных пастеризаторов будут отличаться от указанных двух случаев и могут быть вскрыты лишь экспериментальным путем.

При истечении жидкости из отверстия в тонкой стенке зависимость коэффициента расхода от диаметра отверстия, скорости истечения и физических свойств жидкости может быть

представлена в виде

$$\mu = f_1 \left(\text{Re}, \text{We}, \text{Fr}, \frac{\delta}{D} \right),$$

где $\text{Re} = \frac{vD\rho}{\eta}$ — критерий Рейнольдса; ρ — плотность жидкости; η — динамическая вязкость;

$\text{We} = \frac{v^2 D \rho}{\sigma}$ — критерий Вебера; σ — коэффициент поверхностного натяжения;

$\text{Fr} = \frac{v^2}{Dg}$ — критерий Фруда; g — ускорение свободного падения; D — диаметр отверстия; δ — толщина стенки.

Для случая, когда $\text{Fr} > 10$ и $\text{We} > 200$, гравитационными и поверхностными силами можно пренебречь, и тогда коэффициент расхода может быть представлен как

$$\mu = f_2 \left(\text{Re}, \frac{\delta}{D} \right).$$

Таким образом, коэффициент расхода в процессах истечения определяется критериями Re , We , Fr и геометрическим симплексом $\frac{\delta}{D}$, а при условии $\text{Fr} > 10$ и $\text{We} > 200$, что имеет место для большинства случаев, встречающихся в практике, лишь Re и $\frac{\delta}{D}$.

До последнего времени истечение жидкости из отверстий малых диаметров ($D \leq 2$ мм) не было исследовано. Между тем закономерности истечения в этом случае могут быть весьма своеобразны, что видно уже при беглом рассмотрении вопроса. Так, при истечении жидкости из малых отверстий соотношение инерционных и поверхностных сил будет совсем иным, чем для отверстий больших диаметров. В соответствии с этим и величины ε и φ , определяющие μ , также должны измениться ($\mu = \varepsilon\varphi$, где φ и ε — коэффициенты скорости и сжатия струи).

Исследования коэффициента расхода при истечении жидкости из отверстий малых диаметров были проведены автором данной главы. В опытах применялись насадки, представляющие собой отверстия в тонкой стенке, диаметры которых 0,590; 0,832; 1,000; 1,550 мм и $\frac{\delta}{D} = 1,2 \div 0,45$. В качестве исследуемых жидкостей использовались вода, молоко и растворы сахара в воде. Физические свойства указанных жидкостей при 20° С находятся в интервале: вязкость $(1-2,45)10^{-3}$ н·сек/м²; плотность 998 — 1140 кг/м³.

Результаты опытов по истечению воды из отверстий разных диаметров при различных скоростях показаны на рис. 94. Из приведенного графика видно, что наименьшему диаметру отверстия соответствует наибольший коэффициент расхода. Вначале с уве-

личением скорости коэффициент расхода растет, достигает максимальной величины при скоростях истечения около 4—5 м/сек для всех отверстий и затем убывает.

Из характера кривых $\mu = f(v)$ следует, что коэффициент расхода должен быть выражен двумя формулами, из которых одна описывает восходящую ветвь до перегиба, а вторая — нисходящую. Но так как скорость впуска жидкости в паровую камеру инфузионного аппарата не превышает обычно 5 м/сек, то для нас будет представлять интерес лишь первая формула.

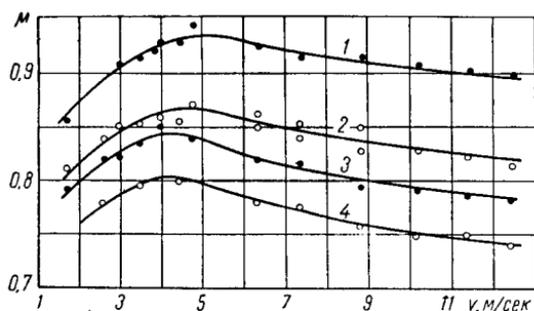


Рис. 94. Зависимость μ от v для воды:

1 — $D = 0,590$ мм; 2 — $D = 0,832$ мм; 3 — $D = 1,000$ мм; 4 — $D = 1,550$ мм

Критериальная зависимость коэффициента расхода от диаметра отверстия, условий истечения и свойств жидкости получена в виде

$$\mu = 0,43 \operatorname{Re}^{0,095} \left(\frac{\delta}{D} \right)^{0,258}.$$

Для данной области коэффициент пропорционален скорости в положительной степени и диаметру отверстия и вязкости жидкости в отрицательной степени, т. е. возрастает с увеличением скорости истечения и убывает с увеличением диаметра отверстия и вязкости жидкости. Отсюда следует, что основными величинами, определяющими коэффициент расхода, являются диаметр отверстия, скорость истечения и вязкость жидкости.

Характерными для процесса истечения жидкости из малых отверстий ($D \leq 2$ мм) являются значительно бóльшая зависимость коэффициента расхода от диаметра отверстия, чем это имеет место при истечении из отверстий с относительно бóльшими диаметрами, и значительно бóльшая величина коэффициента расхода, чем для отверстий в тонкой стенке при $D > 4$ мм и для коротких цилиндрических насадков при $D \geq 4$ мм и $\frac{\delta}{D} = 1 \div 5$.

Максимальные коэффициенты расхода при истечении воды из малых отверстий равны:

D в мм	μ
0,590	0,930
0,832	0,865
1,000	0,850
1,550	0,800

Такая большая величина коэффициентов расхода объясняется тем, что при истечении из малых отверстий даже при относительно больших скоростях сохраняется ламинарная структура потока, при которой коэффициент сжатия велик. Коэффициент расхода имеет большую величину, чем для идеально тонкой стенки, так как толщина кромки испытанных насадок не равна нулю.

Распад струи на капли

Один из основных процессов гидродинамики в пароконтактных инфузионных пастеризаторах — распад струй жидкости на капли.

Для теплового расчета пароконтактных пастеризаторов необходимо знать, какова протяженность сплошной части струи и каков средний диаметр капель, образовавшихся в результате распада.

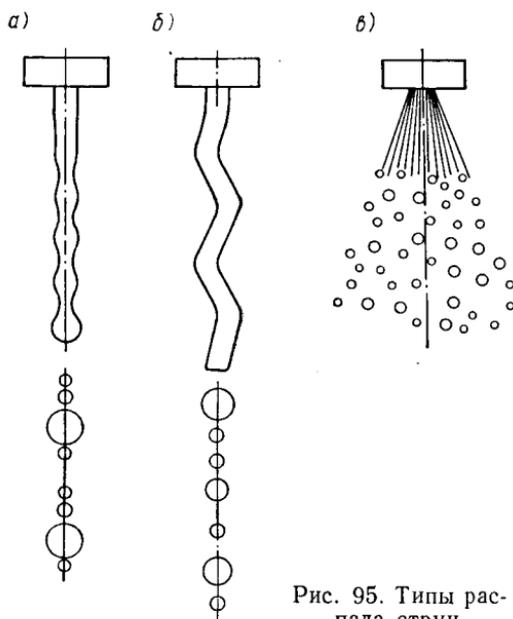


Рис. 95. Типы распада струи

Струя жидкости, вытекающая из какого-либо отверстия, вначале имеет сплошной участок, а затем распадается на отдельные капли.

Различают три типа распада струи на капли (рис. 95).

1. Распад струи жидкости под воздействием ротационно-симметричных колебаний (рис. 95, а).

2. Распад струи жидкости под воздействием волновых колебаний (рис. 95, б).

3. Распыление струи (рис. 95, в).

Характер распада струи определяется скоростью

истечения жидкости, ее физическими свойствами, сопротивлением среды, в которой происходит истечение, и т. п.

Струя жидкости на выходе из сопла несимметрична и имеет на своей поверхности небольшие отклонения от цилиндрической

формы, которые возникают из-за различных причин (колебание сопла, некруглое выходное отверстие, сотрясение установки, различные засоряющие частички, завихрения в сопле, влияние окружающего воздуха). Под воздействием сил поверхностного натяжения при наличии неровностей на поверхности струи в ней возникают ротационно-симметричные колебания — пульсация в радиальном направлении, что приводит к образованию волн.

При низких скоростях истечения $v = 4 \div 5$ м/сек окружающая среда не оказывает заметного влияния на разрушение струи. На нее действуют тогда разрушающе только силы поверхностного натяжения. Благодаря их воздействию струя жидкости представляет собой нестабильное тело, которое при определенных ротационно-симметричных колебаниях распадается на отдельные капли (рис. 95, а).

С увеличением скорости истечения свыше 8—10 м/сек характер распада струи изменяется. Колебания приобретают волновой характер, что вызывается воздействием воздуха (рис. 95, б).

При еще большем возрастании скорости истечения наступает распыление: отрыв капель жидкости происходит неравномерно, беспорядочно по всей поверхности, струя распадается сразу на выходе из сопла (рис. 95, в).

Так как скорость впуска жидкости в пароконтактные аппараты обычно невелика, то для нас будет представлять интерес первый тип распада.

Ниже приводятся результаты исследования времени распада и длины сплошной части струи для указанного случая. Эти исследования проведены автором данной главы.

Зависимость времени распада от скорости истечения для отверстий различных диаметров представлена на рис. 96. Из рисунка видно, что при относительно низких скоростях истечения до 4—4,5 м/сек время распада постоянно и не зависит от скорости. Это область распада струн под воздействием ротационно-симметричных колебаний без влияния воздушных сил.

При скорости истечения свыше 4 м/сек для воды и 4,5 м/сек для молока время распада уменьшается с увеличением скорости в результате действия воздушных сил. Таким образом, скорость, при которой воздействие воздушных сил на время распада становится заметным, зависит от физических свойств жидкости. Для различных диаметров отверстий скорость, свыше которой время распада уменьшается, постоянна для одной и той же жидкости. Время распада растет с увеличением диаметра отверстия. Зависимость времени распада от диаметра отверстия показана на рис. 97.

Формула для определения времени распада струи при истечении жидкости из отверстий ($D < 2$ мм и $\frac{\delta}{D} = 0,4 \div 1,2$) имеет вид

$$T = 0,01 \left(0,79 \ln \frac{D}{\delta} + 4 \right) \left(\frac{\eta^2}{\sigma g r} \right)^{0,08}, \quad (41)$$

где T — время распада в *сек*;
 σ — поверхностное натяжение.

Время распада растет с увеличением вязкости жидкости и диаметра отверстия и уменьшается с увеличением поверхностного натяжения и плотности. Влияние физических свойств жидкости на время распада не особенно велико.

Формула (41) справедлива лишь для случая распада жидкости под воздействием ротационно-симметрических колебаний при относительно небольших скоростях истечения.

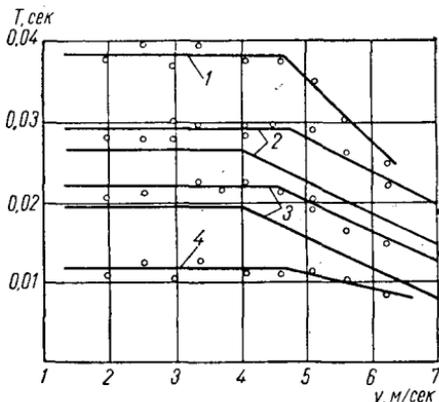


Рис. 96. Зависимость времени распада от скорости истечения:

1 — $D = 1,55$ мм; 2 — $D = 1,195$ мм; 3 — $D = 1$ мм; 4 — $D = 0,705$ мм; \circ — молока

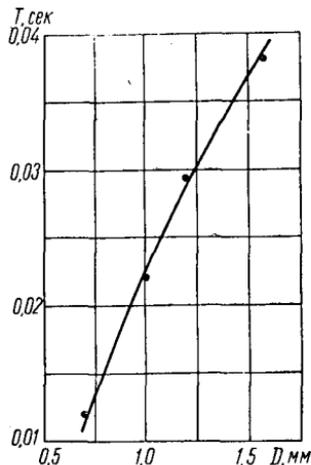


Рис. 97. Зависимость времени распада от диаметра отверстия

Предельная скорость, при которой применима формула (41), может быть получена из следующего соотношения:

$$\frac{T_1}{T_2} = \frac{v_1}{v_2},$$

где T_1 — время распада водяной струи;
 T_2 — время распада исследуемой жидкости;
 v_1 — предельная скорость истечения воды, равная 4 м/сек, для которой применима формула (41);
 v_2 — предельная скорость исследуемой жидкости.

Важным вопросом при распаде струи жидкости является измельчение ее на капли и зависимость размера капель от способа и условий распыления и физических свойств распыляемой жидкости.

Известно довольно много работ, в которых рассматриваются процессы образования капель при распаде струй жидкости. Авторы этих работ делают следующие выводы:

1) основными величинами, определяющими средний диаметр капли, являются диаметр отверстия, скорость истечения и физические свойства жидкости;

2) влияние свойств окружающей среды на величину капель несущественно;

3) после распада струи на капли процесс распада можно считать законченным, т. е. размер капли не зависит от расстояния до распыляющего отверстия;

4) средний диаметр капель обусловлен типом распылителя, свойствами жидкости и условиями распыления, т. е. является характерным для данного процесса.

Несмотря на довольно большое количество работ, рассматривающих распад жидкости на капли, до последнего времени недостаточно исследован распад пищевых жидкостей. Многие пищевые жидкости представляют собой сложные коллоидные растворы, и их свойства весьма своеобразны и резко отличаются от свойств исследованных жидкостей. Поэтому применение имеющихся

формул для определения величины капель, образующихся при распаде струй пищевых жидкостей, будет давать лишь весьма приближенные значения, пригодность которых для расчета гидродинамических и тепловых процессов сомнительна.

Ниже приводятся данные исследования распада на капли струй молочных жидкостей применительно к условиям пароконтактных пастеризаторов. В исследованиях были использованы насадки с отверстиями, имеющими диаметры 0,590; 0,832; 1,000 и 1,500 мм; отношение длины насадки к диаметру 1,2—0,45. В качестве исследуемых жидкостей были использованы вода, расплавленный парафин, молоко обезжиренное, сливки с 10- и 30-процентным содержанием жира.

Результаты опытов по распаду струй молока и воды, вытекающих из отверстий разных диаметров при различных скоростях, показаны на рис. 98. Из рисунка видно, что оба семейства кривых имеют максимум, т. е. состоят из восходящего и нисходящего участков и выходят примерно из одной области, но кривые для молока имеют крутой подъем. Зависимость отношения $\frac{\bar{d}}{D}$ от скорости для молока и воды различна: для молока она значительно больше, чем для воды.

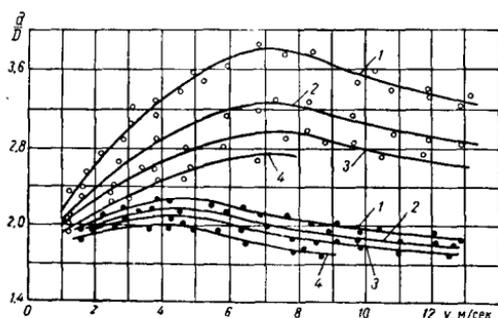


Рис. 98. Зависимость $\frac{\bar{d}}{D}$ от скорости:

1 — $D = 0,590$ мм; 2 — $D = 0,832$ мм; 3 — $D = 1,000$ мм; 4 — $D = 1,550$ мм; ○ — молоко; ● — вода

Для воды максимальное отношение диаметра капли к диаметру отверстия $\frac{\bar{d}}{D}$ и, следовательно, максимальная капля соответствует скорости истечения около 5 м/сек, для молока — около 7 м/сек. Отношение $\frac{\bar{d}}{D}$ пропорционально диаметру отверстия в отрицательной степени: наименьшему диаметру отверстия соответствует относительно наибольшая капля. Вначале с увеличением скорости истечения средний диаметр капли растет, а затем убывает.

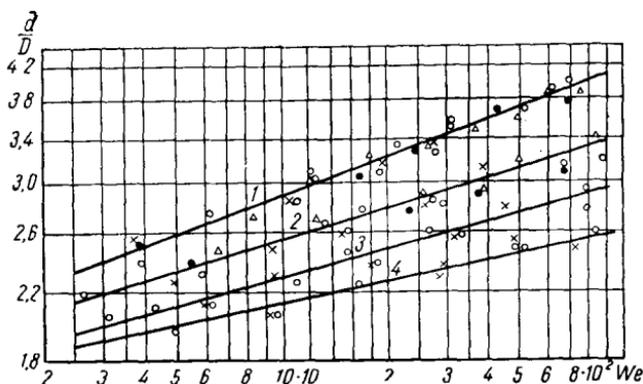


Рис. 99. Зависимость $\frac{\bar{d}}{D}$ от We :

1 — $D = 0,590$ мм; 2 — $D = 0,832$ мм; 3 — $D = 1,000$ мм;
4 — $D = 1,550$ мм; ○ — молоко; ● — молоко обезжиренное;
△ — сливки с 10% жира; × — сливки с 30% жира

Зависимость $\frac{\bar{d}}{D}$ от критерия Вебера для молочных жидкостей в интервале скоростей истечения 1,18—7 м/сек показана на рис. 99. Угол наклона прямых неодинаков и пропорционален диаметру отверстия в отрицательной степени: наименьшему диаметру отверстия соответствует наибольший угол наклона прямой. Следовательно, для учета влияния указанной зависимости на величину капли показатель степени критерия Вебера должен быть функцией диаметра отверстия.

В конечном итоге формула для определения среднего диаметра капли молочных жидкостей при скоростях истечения 1—7 м/сек будет иметь вид

$$\frac{\bar{d}}{D} = 1,36 We^{0,116 \left(\frac{D}{D_0}\right)^{-0,6}}, \quad (42)$$

где $D_0 = 0,001$ м.

Из формулы (42) видно, что основное влияние на величину капли оказывает диаметр отверстия. С его увеличением растет

и размер капли. С увеличением скорости диаметр средних капель также растет. Коэффициент поверхностного натяжения и плотность жидкости оказывают меньшее влияние на размер капли. Вязкость жидкости в данном интервале скоростей не влияет заметно на величину \bar{d} . Поскольку скорость впуска жидкости в паровую камеру обычно не превышает 5 м/сек, формула (42) охватывает необходимый для расчетов интервал скоростей и вполне удовлетворяет потребности практики.

Как уже было отмечено, средний диаметр капель вначале растет с увеличением скорости, а затем убывает. Это явление, очевидно, можно объяснить следующим образом. Распад струи происходит в местах ее сужения, расстояния между которыми равны длине волны. Поэтому можно принять, что размер средней капли пропорционален длине волны колебаний струи. С увеличением скорости истечения растет длина волны и диаметр капли также увеличивается. Но это справедливо, пока воздушные силы не оказывают заметного влияния на распад струи. Под действием воздушных сил характер распада изменяется, и теперь с увеличением скорости размер средней капли уменьшается.

Теплообмен при нагревании струй жидкости паром

При истечении холодной жидкости в паровое пространство на ее поверхности происходит очень интенсивный процесс конденсации пара. У поверхности струи давление пара падает. Под действием разности давлений на периферии паровой камеры и у поверхности жидкости происходит перемещение пара к струе. Температура пара у поверхности струи равна температуре насыщения при данном давлении, а температура поверхности жидкости несколько ниже температуры насыщения.

В дальнейшем температура на границе струи повышается и вместе с этим повышается давление пара у поверхности жидкости, что вызывает уменьшение скорости натекания пара и замедление процесса конденсации. Таким образом, давление и температура пара у поверхности струи повышаются с нагревом жидкости, но все же остаются всегда ниже начальных параметров пара. Поэтому температура поверхности струи может быть как угодно близка температуре свежего греющего пара, но всегда ниже ее.

Определяя коэффициент теплоотдачи от пара к поверхности жидкости, С. С. Кутателадзе нашел, что величина его очень высока и составляет при давлении пара 1 бар около $175\ 000 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{град}$.

Браун показал, что коэффициент теплоотдачи зависит от молекулярного веса пара, газовой постоянной, удельных объемов пара и воды, температуры пара, давления насыщенного пара на поверхности воды и пропорционален коэффициенту f_e . Коэффициент пропорциональности f_e зависит от давления и вводится для учета

столкновений между молекулой пара и поверхностью. Величина f_e пока точно не установлена и определяется в весьма широком диапазоне от 0,036 до 1. В табл. 12 приведены значения коэффициента теплоотдачи α для обоих значений f_e .

Таблица 12

Давление пара в бар	Коэффициент теплоотдачи α в <i>вт/м²·град</i>	
	при $f_e = 0,036$	при $f_e = 1$
0,07	33 400	915 000
1,03	272 000	7 900 000
7,00	1 090 000	30 000 000

Величина коэффициента теплопередачи K от пара к жидкости, текущей в открытом канале, по данным Кутателадзе, составляет 2300—5000 *вт/м²·град* при скорости движения 0,2—0,5 *м/сек*. Теоретические средние коэффициенты теплопередачи для различных диаметров капель при $\frac{t_m}{t_n} \rightarrow 1$, по данным Брауна, имеют величину того же порядка (t_m — средняя температура капли; t_n — температура поверхности капли, равная температуре пара).

Сравнивая значение α с K , видим, что коэффициент теплоотдачи от пара к поверхности жидкости во много раз превосходит общий коэффициент теплопередачи. Таким образом, при нагревании жидкости конденсирующимся паром подвод тепла к поверхности осуществляется во много раз быстрее, чем отвод его от поверхности в глубь жидкости.

Это обуславливает сильный перегрев поверхности струи по сравнению с ядром. Можно считать, что температура поверхности жидкости при конденсации на ней водяного пара почти мгновенно принимает его температуру (точнее, температура поверхности весьма близка к температуре пара).

Во многих случаях решение задач теплообмена дается в критериальном виде, где определяемой величиной является коэффициент теплоотдачи, с помощью которого затем определяется температура. Но так как задачей теплового расчета является получение требуемой температуры в конце какого-либо процесса, то для этой цели было бы удобно получать значения ее непосредственно из уравнения, описывающего процесс теплообмена.

Рассматривая процесс нагрева жидкости паром, можно заключить, что конечная температура струи t_2 зависит от начальной температуры жидкости, температуры пара, диаметра и длины струи, свойств жидкости и условий истечения:

$$t_2 = f(t_n, t_1, v, D, L, g, a, \nu), \quad (43)$$

где t_1 — температура жидкости на входе;
 t_n — температура пара;
 v — скорость движения струи;
 D — диаметр струи;
 L — длина струи;
 g — ускорение свободного падения;
 a — коэффициент температуропроводности;
 ν — кинематическая вязкость жидкости.

Изменим форму уравнения (43) таким образом, чтобы определяемой величиной была не конечная температура, а конечная разность температур $t_n - t_1$. Тогда

$$t_n - t_2 = f [(t_n - t_1), v, D, L, g, a, \nu].$$

Применяя метод анализа размерностей, получим в безразмерном виде

$$\frac{t_n - t_1}{t_n - t_2} = f \left(Fr, Pr, \frac{D}{D_0} \right), \quad (44)$$

где

$$Fr = \frac{v^2}{Lg};$$

$$Pr = \frac{\nu}{a};$$

$$D_0 = 0,001 \text{ мм.}$$

Для получения выражения (44) в явном виде автором настоящей главы были проведены экспериментальные исследования. Результаты экспериментов по определению величины нагрева струй воды различных диаметров в зависимости от скорости истечения при постоянной длине струи показаны на рис. 100 и 101.

На рис. 101 представлена зависимость величины нагрева струи от скорости истечения для жидкостей с различными теплофизическими свойствами при постоянном диаметре и длине струи. Верхняя кривая получена для воды, нижняя — для молока; водяная струя нагревается более интенсивно, чем молочная.

На рис. 102 изображена зависимость нагрева струй различных диаметров от критерия Фруда Fr , критерия Прандтля Pr и температуры греющего пара. Нагрев струи выражен через симплекс безразмерной температуры $\frac{t_n - t_1}{t_n - t_2}$. С увеличением нагрева растет величина t_2 и уменьшается разность $t_n - t_2$ при постоянном значении $t_n - t_1$.

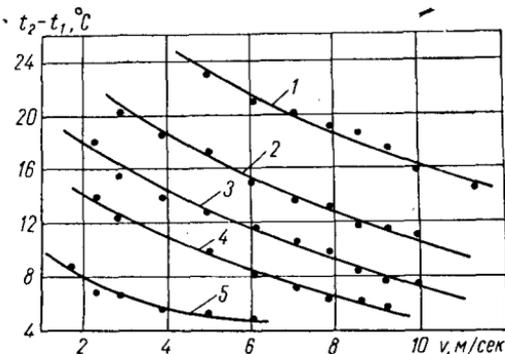


Рис. 100. Зависимость нагрева водяной струи от скорости истечения:

1 — $D = 0,605$ мм; 2 — $D = 0,705$ мм; 3 — $D = 1,000$ мм; 4 — $D = 1,195$ мм; 5 — $D = 1,550$ мм

Окончательная обработка результатов экспериментов дает следующее критериальное уравнение:

$$\frac{t_n - t_1}{t_n - t_2} = 1,71 Fr^{-0,05} Pr^{-0,08} \left[\frac{D}{D_0} \right]^{-0,24} \quad (45)$$

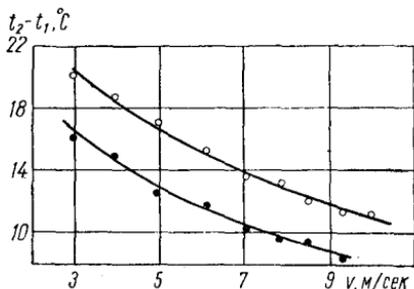


Рис. 101. Зависимость нагрева струи от скорости истечения:

○ — вода; ● — молоко

Из уравнения (45) следует, что основными величинами, определяющими степень нагрева, являются температура пара, диаметр и длина струи и скорость истечения.

Так как в данном случае теплообмен происходит при условии неразрывности сплошной части струи, то при всех скоростях истечения, имеющих место в наших опытах, поверхность теплообмена остается постоянной.

Уменьшение величины нагрева с увеличением скорости истечения при постоянной длине струи объясняется тем, что с увеличением скорости уменьшается время контакта между жидкостью и паром.

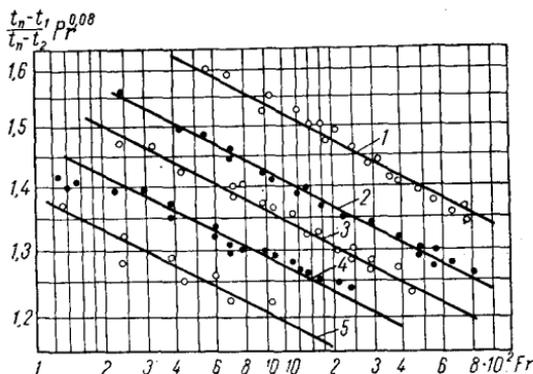


Рис. 102. Зависимость $\frac{t_n - t_1}{t_n - t_2} Pr^{0,08}$ от Fr и Pr :

1 — $D = 0,605$ мм; 2 — $D = 0,705$ мм; 3 — $D = 1,000$ мм; 4 — $D = 1,195$ мм; 5 — $D = 1,550$ мм;

○ — вода; ● — молоко

Общий коэффициент теплопередачи от пара к струе определяется коэффициентом теплоотдачи от поверхности струи к ее ядру. В этом случае тепло переносится за счет теплопроводности, так как величина конвекции в струях малого диаметра не может быть большой.

Коэффициент теплопроводности определяется теплофизическими свойствами жидкости и не зависит от скорости. Он может расти за счет увеличения температурного напора и некоторого увеличения конвекции.

Уменьшение нагрева струи с увеличением ее диаметра объясняется тем обстоятельством, что поверхность теплообмена пропорциональна диаметру в степени, равной единице, а масса жидкости пропорциональна диаметру во второй степени и при прочих равных условиях на единицу массы жидкости в струе большего диаметра будет получено меньше тепла, чем в струе меньшего диаметра.

С увеличением Pr нагрев струи уменьшается. Критерий Прандтля содержит в числителе коэффициент кинематической вязкости, а в знаменателе коэффициент температуропроводности ($Pr = \frac{\nu}{a}$).

С увеличением коэффициента температуропроводности увеличивается скорость подвода тепла внутрь жидкости, а величина Pr уменьшается, т. е. в данном случае должна быть обратная зависимость между величиной нагрева и Pr . С увеличением кинематической вязкости уменьшается и без того небольшая конвекция внутри струи, уменьшая количество тепла, передаваемого за счет конвекции, а величина Pr увеличивается, и поэтому с увеличением ν нагрев должен уменьшаться. Таким образом, становится ясным физический смысл уменьшения величины нагрева с увеличением критерия Прандтля. Увеличение нагрева с повышением температуры греющего пара очевидно.

Теплообмен при конденсации водяного пара на поверхности капль жидкости

Нагрев капль жидкости при непосредственном контакте с паром отличается значительно большей интенсивностью, чем нагрев жидкости в обычных теплообменных аппаратах, где греющая и нагреваемая среды разделены металлической стенкой. Более высокая интенсивность теплообмена в первом случае обусловлена высокими коэффициентами теплоотдачи от пара к жидкости и большей поверхностью теплообмена, которая получается при раздроблении жидкости на капли.

Механизм процесса нагревания капль при их контакте с паром такой же, как и при нагревании струй жидкости паром. При попадании капль в паровое пространство на ее поверхности происходит конденсация пара, результатом которой является падение давления у поверхности капль. Разность давлений на периферии паровой камеры и у поверхности капль вызывает движение пара в капле. Наличие пониженного давления пара у поверхности капль обуславливает и соответствующее понижение его температуры. По мере нагревания капль ее температура повышается, вместе с ней повышается и давление пара у поверхности капль,

и процесс конденсации замедляется. Но до тех пор пока идет теплообмен и, следовательно, конденсация пара на капле, давление у ее поверхности и температура пара будут ниже, чем на периферии камеры. Поэтому температура поверхности капли, приближаясь как угодно близко к температуре свежего греющего пара, все же остается ниже ее.

Скорость конденсации пара на капле зависит от начальной температуры капли, температуры пара и скорости проникновения тепла в каплю за счет теплопроводности.

Примем, что температура поверхности капли в момент образования последней равна температуре пара. Конвекцией внутри капли можно пренебречь. Так как увеличение диаметра капли вследствие конденсации пара незначительно, то это обстоятельство исключим из рассмотрения.

Будем считать, что капля имеет форму шара. Нагрев происходит равномерно, так что изотермы внутри шара представляют собой концентрические сферы, т. е. температура зависит только от радиуса r и времени τ .

Дифференциальное уравнение теплопроводности при симметричной задаче имеет вид

$$\frac{\partial t(r, \tau)}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t(r, \tau)}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial t(r, \tau)}{\partial r} \right) \quad (46)$$

$$(\tau > 0; 0 < r < R)$$

при условиях

$$t(r, 0) = f(r);$$

$$t(R, \tau) = t_n = \text{const};$$

$$t(0, \tau) \neq \infty;$$

$$\frac{\partial t(0, \tau)}{\partial x} = 0$$

(последнее условие — условие симметрии).

Уравнение (46) может быть записано в таком виде:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial t}{\partial r} \right). \quad (47)$$

Частное решение уравнения (47)

$$t(r, \tau) = \left(C \frac{\sin kr}{r} + D \frac{\cos kr}{r} \right) e^{-ak^2 \tau}.$$

Так как распределение изотерм симметрично относительно центра, а температура в центре шара ($r = 0$) не может быть бесконечно большой, то постоянная D равна нулю; последнее необходимо, так как при $r \rightarrow 0$ $\frac{\sin kr}{r} \rightarrow k$, а $\frac{\cos kr}{r} \rightarrow \infty$.

Таким образом, частное решение будет следующее:

$$t(r, \tau) = C \frac{\sin kr}{r} e^{-ak^2\tau}. \quad (48)$$

Для упрощения расчетов принимаем $t_n = 0$; это значит, что отсчет температуры ведется от t_n .

Подставляя в уравнение (48) граничное условие, получим

$$t(R, \tau) = C \frac{\sin kR}{R} e^{-ak^2\tau} = t_n = 0.$$

Следовательно, $\sin kR = 0$, т. е. $kR = \pi, 2\pi, 3\pi, \dots$ ($0 < \tau < \infty$).

Таким образом, имеем бесчисленное множество значений k , определяемых из равенства

$$k_n R = n\pi = \mu_n, \text{ где } n = 1, 2, 3, \dots$$

Значения μ_n берутся, начиная с π , так как при $n = 0$ соответствующий член равен нулю для всех точек $r < R$.

Общее решение будет суммой частных решений

$$rt(r, \tau) = \sum_{n=1}^{n=\infty} C_n \sin k_n r e^{-ak_n^2\tau}.$$

Для определения постоянных C_n воспользуемся начальным условием

$$rt(r, 0) = rf(r) = \sum_{n=1}^{n=\infty} C_n \sin k_n r.$$

Проведя преобразования, определим коэффициент

$$C_n = \frac{2}{R} \int_0^R rf(r) \sin k_n r dr.$$

Тогда общее решение задачи имеет вид

$$t(r, \tau) = \sum_{n=1}^{n=\infty} \frac{\sin \mu_n \frac{r}{R}}{r} \times \\ \times \frac{2}{R} \int_0^R rf(r) \sin \mu_n \frac{r}{R} dr \exp\left(-\mu_n^2 \frac{a\tau}{R^2}\right). \quad (49)$$

После ряда преобразований, которые здесь опускаются, получим

$$\theta = \frac{t_m - t_n}{t_n - t_n} = 1 - \sum_{n=1}^{n=\infty} B_n \exp(-\mu_n^2 Fo), \quad (50)$$

где $B_n = \frac{6}{\mu_n^2} = \frac{6}{n^2\pi^2}$;

$Fo = \frac{4a\tau}{d^2}$ — критерий Фурье;

t_n — температура поверхности капли, равная температуре пара;

t_m, t_n — начальная и конечная температуры капли;

d — диаметр капли.

Но так как реальная струя состоит из капель различных диаметров и при распаде струи вероятно некоторое перемешивание жидкости и, помимо этого, возможна деформация капель при их полете в атмосфере пара, то в действительности процессы, происходящие при этом, более сложны, чем происходящие при нагревании твердого тела сферической формы.

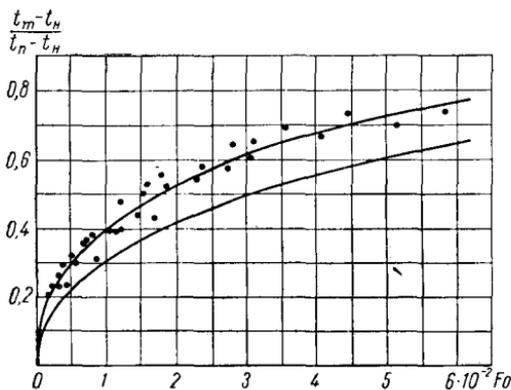


Рис. 103. Зависимость $\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$ от Fo

Вероятно, что теплообмен между каплями и паром должен проходить значительно интенсивнее, чем между паром и твердым телом. Степень же различия может быть установлена только экспериментально.

Автором настоящей главы проведены экспериментальные исследования теплообмена при конденсации водяного пара на поверхности капель.

Были исследованы зависимости величины нагрева капель от их диаметра, скорости движения, теплофизических свойств жидкости, температуры пара и высоты паровой камеры.

Опыты проводили с водой и молоком. Для измерения температур использовали термопары медь — константан и потенциометр ПСР = 1 ÷ 3. Скорости истечения изменялись в интервале 1,6—5 м/сек.

На рис. 103 показана зависимость относительной избыточной температуры $\left(\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}\right)$ от критерия Fo .

Нижняя кривая получена расчетным путем и соответствует идеальному теплообмену между каплей и паром при отсутствии деформации капли и конвекции внутри нее. Передача тепла в этом случае от поверхности капли к ее центру осуществляется «чистой теплопроводностью». Верхняя кривая показывает действительный процесс теплообмена между паром и каплей. Как и следовало ожидать, реальный процесс теплообмена идет значительно интенсивнее.

Для расчета теплообмена при нагревании капель конденсирующимся паром получено уравнение

$$\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n} = 1,24 \left[1 - \sum_{n=1}^{n=\infty} B_n \exp(-\mu_n^2 Fo) \right]. \quad (51)$$

Основными величинами, определяющими степень нагрева капли, являются ее диаметр, время контакта и температура пара.

Выбор оптимальных режимов работы и размеров нагревательной камеры инфузионных пароконтактных аппаратов

Жидкость, подлежащая нагреву, подается в паровую камеру пароконтактного аппарата через распределительное устройство, представляющее собой тонкую металлическую стенку с большим числом цилиндрических отверстий. При истечении из отверстия струя вначале имеет сплошной участок, а затем распадается на отдельные капли. Нагрев жидкости осуществляется в два этапа: первый — в струйной фазе и второй — в капельной.

К числу основных величин, определяющих нагрев жидкости при конденсации на ее поверхности водяного пара, относятся диаметр струи D и диаметр капли d . Величина нагрева струи пропорциональна D в отрицательной степени, т. е. с увеличением D нагрев уменьшается и наоборот.

Следовательно, для получения одной и той же величины нагрева струй разного диаметра необходимо иметь разную длину струи при прочих равных условиях. С увеличением диаметра струи увеличивается высота нагревательной камеры, а так как диаметр струи пропорционален диаметру распределительного отверстия, то увеличение последнего вызывает рост высоты паровой камеры. Нагрев жидкости в капельной фазе в еще большей степени зависит от диаметра насадка, из которого происходит истечение. Особенно велика эта зависимость у молочных жидкостей.

Величина нагрева капли определяется критерием Фурье: чем больше Fo , тем выше нагрев. Но так как $Fo = \frac{4a\tau}{d^2}$, то увеличение диаметра капли резко уменьшает величину Fo и, следовательно, нагрев.

Величина средней капли растет с увеличением диаметра насадка, поэтому с ростом его уменьшаются Fo и нагрев жидкости. Критерий Fo кроме диаметра капли определяется еще временем τ (величина a изменяется очень мало, будем считать ее постоянной). Время контакта пара с каплей можно выразить через среднюю скорость ее полета и высоту камеры. Тогда

$$Fo = \frac{4aH}{d^2v}.$$

При $v = \text{const}$ F_0 определяется только H и d и их влияние прямо противоположно. Для получения одной и той же величины нагрева большему d должно соответствовать и большее H . На рис. 104 показана зависимость высоты нагревательной камеры от диаметра капли при $v = 3 \text{ м/сек}$ и различных $z = \frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$.

Кривые зависимости высоты камеры H от диаметра капли представляют собой ветви парабол, крутизна подъема которых зависит от конечной разности температур между паром и нагреваемой жидкостью. Эта последняя на рис. 104 выражена членом

$$z = \frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$$

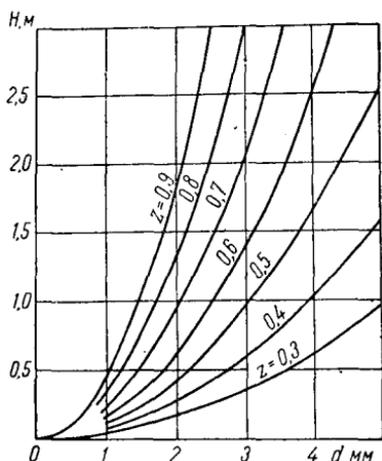


Рис. 104. Зависимость высоты паровой камеры от диаметра капли

Таким образом, диаметр отверстия, из которых жидкость вытекает в паровую камеру, оказывает существенное влияние на ее высоту. Зависимость H от D при нагреве жидкости в струйной и капельной фазах имеет одинаковую направленность. В обоих случаях с увеличением D растет и H .

В соответствии с этим для получения наименьших размеров нагревательной камеры желательно иметь распределительное устройство с отверстиями возможно меньшего диаметра. Минимальная величина диаметра отверстия определяется надежностью его работы, так как при слишком малых D возможно засорение отверстий. Можно считать целесообразным применение на практике распределительных устройств с $D = 0,8 \div 1,5 \text{ мм}$.

Нагрев жидкости в струйной фазе пропорционален $v^{-0,1}$, т. е. с увеличением скорости движения струи конечная температура ее уменьшается. Но так как конечная температура жидкости определяется технологическим процессом и должна быть постоянной, то при больших скоростях движения струи необходима большая высота паровой камеры.

Для капельной фазы, как уже было показано выше, величина нагрева определяется критерием Фурье. С увеличением v при прочих постоянных величинах F_0 и тем самым нагрев уменьшаются.

На рис. 105 показана зависимость высоты паровой камеры от скорости движения капли при $d = \text{const} = 2 \text{ мм}$. Угол наклона прямых определяется величиной конечной разности между температурой пара и средней температурой капли, выраженной членом $z = \frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$. Увеличение скорости движения капли требует

большей высоты паровой камеры для получения необходимой величины нагрева. Таким образом, зависимость высоты паровой камеры от скорости движения жидкости в капельной и струйной фазах одноименна.

Выбирая скорость движения жидкости, следует иметь в виду, что увеличение v не только сокращает время контакта, пара и жидкости, но и, что не менее важно, увеличивает диаметр капли. При этом критерий F_0 , определяющий величину нагрева, резко уменьшается и, следовательно, для получения необходимой конечной температуры нужно значительно увеличить высоту паровой камеры.

Для получения приемлемой высоты паровой нагревательной камеры пароконтактного пастеризатора требуется скорость движения жидкости в ней принимать около 1—3 м/сек.

Конечная разность температур между нагреваемой жидкостью и паром является важным параметром тепловых процессов. Она определяется прежде всего временем контакта между средами, обменивающимися теплом. Полное выравнивание температур между ними теоретически наступает лишь через бесконечно большое время. Если принять, что скорость движения жидкости в аппарате конечная величина, то его высота при этом должна быть бесконечно большой.

Поэтому для получения приемлемых размеров аппарата необходимо выбрать целесообразную конечную разность температур. Она может характеризоваться также отношением средней температуры капли жидкости к температуре пара $\frac{t_m}{t_n}$

или членом $\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$.

На рис. 106 показана зависимость высоты паровой камеры от $\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$ для различных диаметров капель при постоянной скорости их движения ($v = \text{const} = 3 \text{ м/сек}$). Из рисунка видно, что с увеличением $\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$ особенно резко растет H для диаметров капель больше 2 мм. Поэтому при $d > 2 \text{ мм}$ нецелесообразно доводить величину $\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$ до значения, большего 0,8.

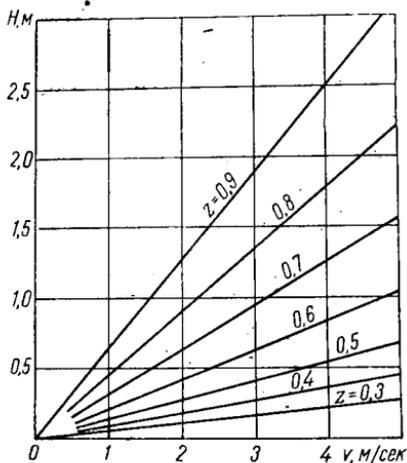


Рис. 105. Зависимость высоты паровой камеры от скорости движения жидкости

Для получения необходимой конечной температуры жидкости при относительно небольшой величине H нужно повысить температуру греющего пара t_n . Тогда при низком значении $\frac{t_m - t_n}{t_n - t_n}$ можно получить необходимую t_m .

Для окончательного выбора размера аппарата и режимов его работы необходимо в каждом отдельном случае провести тщательное рассмотрение всей совокупности факторов, определяющих протекание процессов гидродинамики и теплообмена.

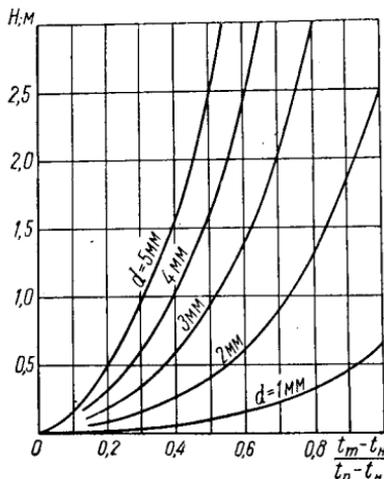


Рис. 106. Зависимость высоты паровой камеры от конечной разности температур

трубки присоединен патрубок для пара. Продукт двигался вдоль оси трубки и быстро нагревался паром, поступавшим в него через паровой патрубок. В некоторых случаях наблюдалось расщепление потока на паровую и жидкостную фракции. Опытами установлено, что во избежание замедления конденсации пара, приводящего к расслоению потока на паровую и жидкостную фракции, критерий Рейнольдса должен быть 3000, а желательно и 10 000. Давление греющего пара должно быть на 0,2—0,5 бар больше давления насыщенного пара при температуре, до которой ведется нагрев продукта.

Продукт и пар должны содержать минимальное количество неконденсирующихся газов. Их выделение в процессе нагревания приводит к образованию двухфазного потока, потерям греющего пара, задержке конденсации и разложению термочувствительных веществ, содержащихся в жидкости, из-за удлинения времени контакта продукта с паром. Для того чтобы подача пара не зависела от давления жидкости, рекомендуется поддерживать давление пара на входе в инжектор на 75% выше, чем давление продукта. Диаметр отверстий инжектора и их количество определяются про-

Нагревание жидкости в инжекционных смесителях

Задача детального изучения смесительных устройств инжекционного типа еще далека от своего завершения, но тем не менее уже имеются сведения, представляющие определенный интерес для проектирования.

Морган и Карлсон исследовали работу струйного инжектора. Его смесительное устройство представляет собой трубку диаметром 19 мм и длиной 151 мм; по касательной к внутренней поверхности

изводительностью, однако он не должен превышать 6,5 мм. Длина смесительной трубки должна выбираться в зависимости от желаемого времени контакта продукта с паром.

Калиба, Котт и Юровский исследовали работу инжекционного нагревателя. Их смеситель является в сущности трубкой Вентури, в которой в самой узкой части имеются радиально высверленные маленькие отверстия; через них водяной пар из паровой камеры поступает в продукт, проходящий через трубку. В самой узкой части трубки скорость течения продукта повышается, в результате чего падает давление по сравнению с давлением перед смесительной установкой и после нее. Это падение давления увеличивает также перепад давлений между паром и продуктом и создает благоприятные условия для инъекции пара в узкую струю продукта.

Таблица 13

Диаметр отверстий в мм	Количество отверстий	Диаметр смесительной трубки в мм
0,2	60	2
0,2	18, 60, 120	3
0,4	16	3
0,5	42	2
0,5	40	3
0,6	8	5

В опытах применялось несколько сменных смесительных трубок различного исполнения с различным числом и диаметром паровых отверстий. Диаметры паровых отверстий были 0,2; 0,4; 0,5 и 0,6 мм. Диаметры смесительных трубок в самом узком месте были от 2 до 5 мм. Количество паровых отверстий изменялось в широких пределах. Конструктивные параметры инжекторов приведены в табл. 13.

В качестве продукта применялось растительное масло, а в качестве теплоносителя — водяной пар с давлением 3,5 бар и температурой 138° С. Результаты опытов, проводимых при постоянном перепаде температур между паром и маслом и при постоянном расходе масла, показали, что увеличение перепада давлений между паром и маслом увеличивает расход пара на нагрев. Испытания смесительной трубки с разным числом паровых отверстий показали, что при соблюдении правильного соотношения количества пара и количества продукта расход пара пропорционален числу паровых отверстий. Увеличение диаметра парового отверстия увеличивает и расход пара, так как коэффициент расхода зависит от диаметра парового отверстия. Некоторые смесительные трубки, применявшиеся в опытах, имели паровые отверстия с наклоном в 45° в направлении потока жидкости, другие были перпендикулярны к оси сопла. Установлено, что наклонно расположенные отверстия более приемлемы, чем перпендикулярные. Они способствуют плавному нагреву продукта без толчков в смесительном устройстве: Подача пара через перпендикулярные отверстия нарушает плавное протекание продукта. При неблагоприятных соотношениях давлений приток продукта в смесительную трубку может прекратиться из-за того, что пар проникает в трубопровод, подводящий продукт.

На основании изложенных результатов испытания инжектора данной конструкции можно сделать вывод, что на степень нагрева продукта и количество конденсирующегося пара влияют следующие основные факторы: перепад температур между паром и продуктом; перепад давлений между паром и продуктом; способ подачи пара в продукт; режим течения продукта через смесительную трубку; физические свойства продукта.

Минимальная разность давлений между паром и продуктом установлена 0,2—0,8 бар. Уменьшение этой разности не позволяет достигнуть требуемой степени нагрева, а при большой разности давлений пар препятствует подаче продукта в смесительную камеру, что в конечном итоге приводит к нерегулярному нагреву и, как и в первом случае, к снижению производительности.

При большой разности температур конденсация пара происходит мгновенно, а с понижением этой разности увеличивается путь конденсации и, наконец, образуется поток, похожий на облако. Установлена оптимальная разность температур между паром и продуктом 75—77° С.

При неудачно выбранных проточных сечениях и температурных соотношениях могут возникать вредные явления в виде звуковых и ультразвуковых колебаний с частотой 2—12 Мгц, разрушающие структуру потока (например, дробление жировых шариков молочных продуктов) и способствующие местному перегреву продукта. Из результатов испытаний с помощью осциллографа установлено, что частота колебаний зависит прежде всего от величины давления пара и в меньшей мере от температуры достигаемого нагрева продукта.

А. Н. Чернигов провел исследование нагревания жидкости в инжекционном струйном подогревателе. Для определения температуры нагревания жидкости им предложена формула

$$t_{\text{жс}} = t_n - \{ (1,316 - 0,0072t_n) [\varphi - (0,63t_n - 57,5)] - 0,8(d_{\text{к.с}} - 3) - 20 \lg \Delta p + 3,6 - 0,007(t_{\text{н.жс}} - 43)^2 \},$$

где

- $t_{\text{жс}}$ — температура нагретой жидкости в °С;
- t_n — температура пара в °С;
- $t_{\text{н.жс}}$ — начальная температура жидкости в °С;
- Δp — перепад давлений между жидкостью и паром в бар;
- $d_{\text{к.с}}$ — диаметр камеры смешения в мм;

$\varphi = \frac{d_n^2}{d_{\text{к.с}}^2} 100\%$ — коэффициент, характеризующий размеры нагревательного устройства (d_n — диаметр насадка, по которому подается струя жидкости, в мм).

Важным тепловым процессом в пароконтактных аппаратах наряду с нагреванием продукта паром является охлаждение его под вакуумом. При этом необходимым условием процесса является получение продукта с неизменным содержанием влаги до и после тепловой обработки.

Размеры вакуумной камеры должны обеспечить необходимую величину охлаждения горячего продукта и в то же время исключить возможность уноса капелек продукта уходящими парами. При вскипании перегретой жидкости в вакуум-камере вместе с паром отрываеся большое количество капелек продукта.

При малых скоростях течения пара капля движется в камере со скоростью витания. Если скорость движения пара превышает скорость витания капли, то последняя уносится вместе с паром независимо от размера вакуумной камеры.

В случае ламинарного движения сопротивление среды определяется формулой Стокса $p = 3\pi\eta vd$.

$$\text{Вес капли } G = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_k - \rho_n).$$

При витании вес капли равен силе сопротивления среды

$$3\pi\eta vd = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_k - \rho_n).$$

$$\text{Отсюда скорость витания капли } v_{\text{вит}} = \frac{d^2 (\rho_k - \rho_n)}{18\eta},$$

где ρ_k и ρ_n — плотность капли и пара.

При турбулентном течении пара сопротивление среды определяется формулой $p = \frac{\xi \pi d^2 \rho_k v^2}{8g}$.

Приравняв ее весу капли, определим скорость витания

$$v_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{4d (\rho_k - \rho_n) g}{3\xi \rho_n}},$$

где ξ — коэффициент сопротивления.

$$\text{При } Re < 500 \quad \xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}; \quad \text{при } Re > 500 \quad \xi = 0,44.$$

В этом случае

$$v_{\text{вит}} = 545 \sqrt{\frac{d (\rho_k - \rho_n)}{\rho_n}}.$$

Высота камеры выбирается такой, чтобы капли не достигали выходного патрубка для пара. Время нахождения пара в камере

определяется из соотношения объема камеры и секундного объема пара

$$\tau = \frac{V_{\kappa}}{Mv_n},$$

где V_{κ} — объем камеры в m^3 ;
 M — секундная масса пара в $кг$;
 v_n — удельный объем пара в $m^3/кг$.

Унос капель определяется скоростью движения пара и скоростью витания. В то же время скорость витания определяется диаметром капли.

Поскольку данные о процессах охлаждения перегретой жидкости под вакуумом отсутствуют, обычно вакуумную камеру рассчитывают из требования предотвращения уноса капель жидкости. Для этой цели пользуются приближенными допускаемыми нормами нагрузки парового пространства вакуум-камеры

$$V_{\kappa} = \frac{G_n v_n}{A},$$

где A — допускаемое напряжение паровой камеры, принимаемое для центробежного разделения пара равным 4000—5000.

Количество пара, необходимое для нагревания жидкости, определяется из уравнения теплового баланса.

При нагревании количества жидкости G в $кг/ч$ от температуры t_1 до t_2 расход пара G_n в $кг/ч$ составит

$$G_n = \frac{Gc(t_2 - t_1)}{i - c_{\kappa}t_2},$$

где c — теплоемкость продукта в $дж/кг \cdot град$;
 c_{κ} — теплоемкость конденсата в $дж/кг \cdot град$;
 i — теплосодержание пара в $дж/кг$.

В вакуумную камеру пароконтактного пастеризатора поступает смесь продукта и конденсата, где она охлаждается до конечной температуры t_3 . При этом происходит испарение части жидкости. Количество испарившейся воды должно быть равно количеству пара, подведенному к нагревательной колонке.

Конечная температура продукта определяется из уравнения теплового баланса

$$Gc(t_2 - t_3) + G_n c_{\kappa}(t_2 - t_3) = G_n(i - c_{\kappa}t_3),$$

откуда

$$t_3 = \frac{Gct_2 - G_n(i - c_{\kappa}t_2)}{Gc}.$$

Глава VI

АППАРАТЫ И УСТАНОВКИ ДЛЯ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОЙ ОБРАБОТКИ ПИЩЕВЫХ ЖИДКОСТЕЙ В ТАРЕ

Теоретические предпосылки

Наиболее распространенным методом консервирования различных пищевых жидкостей (молока, сгущенных молочных продуктов, плодоягодных и овощных соков и др.) является термическая обработка их и хранение в герметически укупоренной жестяной или стеклянной таре.

В настоящее время установлено, что нежелательное ухудшение качества пищевых продуктов вызывается в основном жизнедеятельностью микроорганизмов и активностью ферментов. Одним из способов инактивации ферментов и уничтожения не только вегетативных, но и споровых форм микроорганизмов является высокотемпературная обработка пищевых жидкостей. Необходимый минимальный уровень температуры стерилизации и летальное время определяются в основном микробиологическими факторами и химическим составом консервов.

При разработке процессов теплового консервирования пищевых жидкостей в жестяной или стеклянной таре необходимо знать тип микроорганизмов, которые могут вызвать порчу, условия, влияющие на их развитие, количество микроорганизмов и их устойчивость против теплового воздействия. Чем выше начальная концентрация микроорганизмов, тем больше требуется времени для их уничтожения.

Полное уничтожение присутствующих микроорганизмов зависит от температуры, при которой выдерживаются банки, и от периода времени, в течение которого они подвергаются действию данной температуры. Между температурой и продолжительностью стерилизации существует определенная зависимость. С повышением температуры в арифметической прогрессии время, необходимое для уничтожения микроорганизмов, уменьшается

в геометрической (рис. 107). Математическая зависимость следующая:

$$\tau = \tau' 10^{\frac{\theta}{z}},$$

где τ — летальное время, соответствующее данной температуре;
 τ' — летальное время, соответствующее температуре, взятой за мерило для сравнения (обычно известно заранее);

θ — разность температур между какой-то заранее обусловленной температурой, взятой за мерило для сравнения, и данной температурой стерилизации;

z — константа для данного вида микроорганизмов.

Константа z определяется из полулогарифмического графика, где на вертикальной оси откладывается логарифм летального времени в минутах, а на горизонтальной — температура; z обозначает расстояние по оси абсцисс, которое проходит кривая за время, равное одному логарифмическому циклу.

Полученное уравнение имеет важное практическое значение, ибо оно позволяет, взяв за эталон известное летальное время, соответствующее какой-нибудь определенной температуре, рассчитать летальное время для любой другой температуры. Прогрев жидкостей осуществляется путем кон-

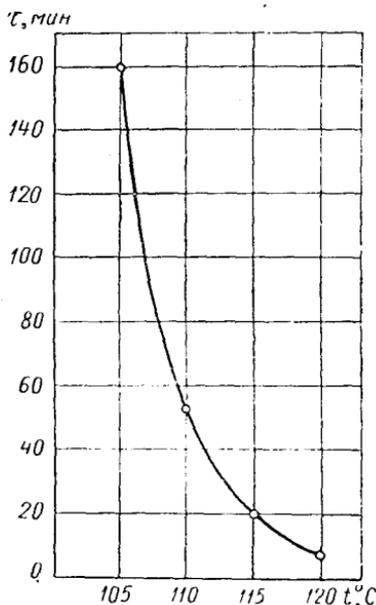


Рис. 107. Кривая уничтожения спорообразующей микрофлоры молока

векции, и поэтому они прогреваются значительно быстрее, чем продукты, в которых тепло распространяется путем теплопроводности. При конвективном теплообмене теплопередача ускоряется благодаря движению частиц жидкости в банке.

Исследуя прогрев молока при его стерилизации, мы получили последовательные термограммы, которые представлены графически на рис. 108 для стеклянной банки емкостью 0,5 л. Кривые, представленные на рис. 108, а, показывают распределение температур в центральной горизонтальной плоскости на расстоянии 75 мм от дна в различные определенные моменты времени (R — расстояние от стенки). Прогревание в этой плоскости происходит равномерно. На рис. 108, б показаны кривые изменения температуры по высоте банки вдоль центральной оси (H — расстояние от дна). В этой плоскости имеется значительная температурная разность,

т. е. в верхних слоях температура выше, чем в нижних. Объясняется это характером конвективного движения жидкости в таре. Послойная термограмма при прогреве жидкости в жестяной банке имеет аналогичный вид.

Благодаря интенсивной тепловой конвекции микроорганизмы, сначала беспорядочно распространенные повсюду, будут затем двигаться вместе с конвективными токами и подвергаться различной летальности, т. е. они попадают в различные зоны нагрева в

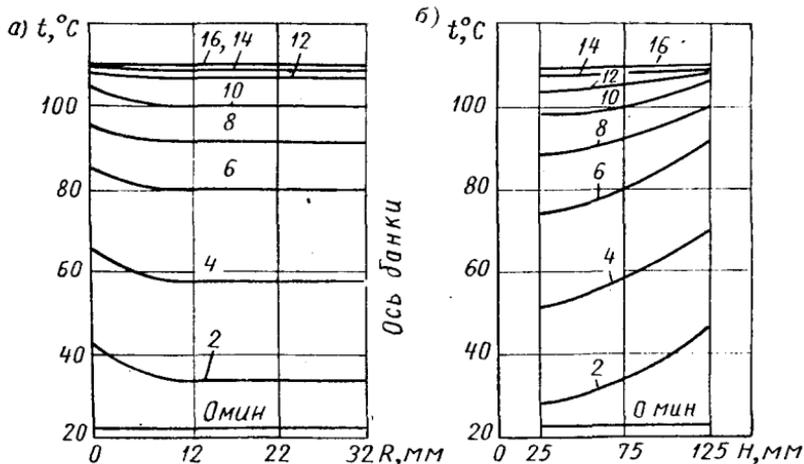


Рис. 108. Послойная прогреваемость молока в стеклянной банке

зависимости от места нахождения и скорости. Таким образом, при стерилизации в таре пищевых жидкостей, которые прогреваются путем конвекции, не существует статической «холодной» зоны с точки зрения теплового воздействия на микроорганизмы, как это наблюдается при стерилизации густых консервов (рыбные, мясные, овощные). Наличие значительного конвективного движения жидкости при прогреве приводит к более однородному нагреванию всей массы.

Для тепловой стерилизации пищевых жидкостей в таре применяют аппараты периодического и непрерывного действия.

Стерилизаторы периодического действия

Стационарные автоклавы — стерилизаторы периодического действия — бывают двух типов: горизонтальные и вертикальные. Техническая характеристика вертикальных автоклавов приведена в табл. 14.

Автоклавы загружаются корзинами или сетками, наполненными банками или бутылками с продуктом, находящимися в неподвижном состоянии в процессе стерилизации. Для загрузки и

Таблица 14

Показатели	Автоклавы			
	односеточные	двухсеточные	трехсеточные	четырёхсеточные
Внутренний диаметр автоклава в мм	1000	1000	1000	1000
Емкость сеток в условных банках:				
для жестяных банок	800	1600	2400	3200
для стеклянных банок СКО-83-1	700	1400	2100	2800
Размеры сетки в мм:				
внутренний диаметр	940	940	940	940
высота цилиндра	700	700	700	700
Габариты в мм:				
длина	2080	2080	2080	2080
ширина	1350	1350	1350	1350
высота	1750	2500	3250	4000

разгрузки автоклавных корзин применяют разнообразные механизмы и приспособления — гидравлические подъемники, магнитные краны и другие приспособления. Однако эти неподвижные автоклавы вытесняются различными автоклавами, снабженными двигательными устройствами: с качающейся и вращающейся корзиной, самопрокидывающимися, с вращением банок с доньшка на крышку и др.

В таких автоклавах ускоряется теплообмен и сокращается продолжительность стерилизации. При движении тары все частицы продукта прогреваются равномерно и не происходит перегрева периферийных слоев продукта. Применяются эти автоклавы в основном для стерилизации пищевых жидкостей как в стеклянной, так и в жестяной таре. Конструкции данных автоклавов здесь не рассматриваются, читатель найдет их описание в специальной литературе.

Загрузка и выгрузка сеток обычных автоклавов — трудоемкие операции. Чтобы устранить их, создали новую и упрощенную систему бессеточных автоклавов. В них можно стерилизовать продукты в банках различных размеров. Производительность нового автоклава в 4—4,5 раза больше ранее применявшегося трехсеточного вертикального автоклава. Банки поступают от линии наполнения и укупорки по наклонному и горизонтальному ленточным транспортерам к верхней загрузочной части автоклава (рис. 109). Распределительные заслонки направляют банки в заданный автоклав, который предварительно наполовину заполняют водой, подогретой до 70—75° С. Вода обеспечивает сохранение температуры продукта, расфасованного в банки в горячем состоянии, и более быстрый подогрев его до температуры стерилизации, а также слу-

жит в качестве подушки, амортизирующей падение банок во время загрузки автоклавов. Банки, поступающие в автоклав через загрузочный люк, автоматически учитываются. Операция загрузки продолжается около 20 мин. После загрузки автоклав закрывают верхней крышкой, снабженной гидроприводом.

Перед началом стерилизации автоклав с банками заполняют водой, которую затем выдавливают паром, давление которого по-

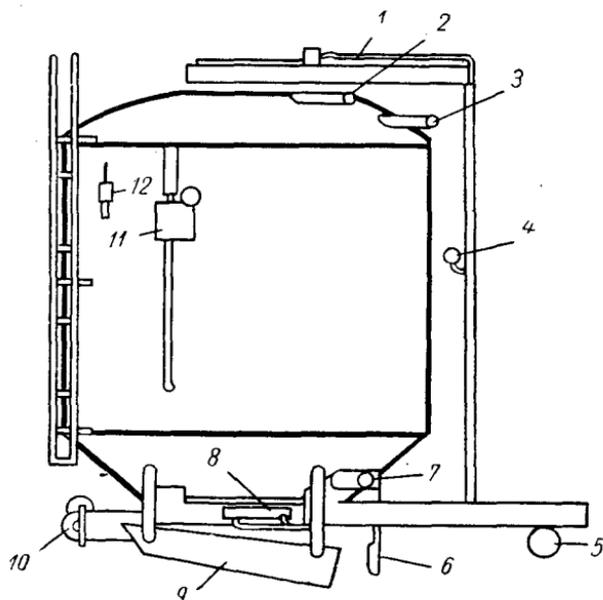


Рис. 109. Схема бессеточного автоклава:

1 — гидравлический цилиндр накладки и фиксирования верхней крышки; 2 — перелив; 3 — выходная паровая труба; 4 — манометр гидравлической системы; 5 — привод нижней крышки; 6 — настраиваемый затвор для управления выгрузкой банок; 7 — пуск пара и воды; 8 — гидравлический цилиндр нижней крышки; 9 — качающаяся корзина; 10 — привод корзины; 11 — карман для датчиков, регулятор температуры и давления; 12 — предохранительный клапан

степенно нарастает до уровня, отвечающего температуре стерилизации 115—120° С. После стерилизации в автоклав впускают охлаждающую воду. Отработанная вода температурой 40° С используется вторично для подогрева и в качестве подушки для последующих автоклавов. Поэтому парораспределительная труба расположена в верхней части автоклавов, а дно каждого из них соединено трубой с соседней установкой. Давление пара вытесняет воду в следующий автоклав.

После стерилизации и охлаждения банки выгружают из автоклава через нижний люк с гидравлическим приводом. Затвор открывается посредством кулачкового механизма. Банки через выгрузочное отверстие падают в качающуюся корзину, приводимую

в действие от эксцентрикового устройства. Скорость выгрузки банок регулируется в зависимости от их размеров. Далее банки транспортируют цепным конвейером к распределительному устройству для последующих операций этикетировки и укладки в ящики.

Новая система имеет ряд важных преимуществ: значительно сокращаются затраты труда, уменьшается расход воды, тепла. Достигается экономия производственных помещений: пять новых автоклавов занимают площадь в 2 раза меньше по сравнению с 20 ранее применявшимися обычными автоклавами. В результате применения водяной подушки устранено повреждение банок, а также улучшилось качество консервов.

Тоннельные стерилизаторы

Промежуточной конструкцией между стерилизаторами периодического и непрерывного действия являются стерилизаторы тоннельного типа. Они существуют во множестве вариантов и представляют собой металлическую конструкцию «квадратного или круглого сечения.

Стерилизатор тоннельного типа фирмы «Даусен-Эконстер» (рис. 110) имеет длину 11 м, ширину 1 м и высоту до 2 м и устанавливается над приемками, служащими сборными баками для рециркуляции холодной воды и конденсата. Внизу через тоннель над приемками проложен рельсовый путь, по которому движутся тележки 1, нагруженные этажерами с бутылками 2, наполненными молоком с температурой 70° С. В передней части тележек (по движению) прикреплены жесткие металлические щиты, размер которых соответствует внутреннему поперечному сечению тоннеля. При движении тележек с бутылками в тоннеле щиты создают между ними отдельные камеры, в которых производятся тепловые процессы стерилизации. Весь состав тележек в тоннеле передвигается периодически, через каждые 8 мин, что соответствует продолжительности технологического процесса обработки молока в каждой камере.

Тоннель разделен на одиннадцать камер с устроенными в верхней части перегородками. В верхней части камеры 1 находится вентилятор 3 для обеспечения кругового движения пара (с температурой 103° С) в камерах I и II. Здесь молоко нагревается до 95° С за 16 мин. Тепловые камеры снабжены изоляцией 4. В верхней части камер III и VI установлены калориферы 5 с вентиляторами 6 для нагрева и обеспечения кругового движения горячего воздуха (с температурой 122° С). В III—V камерах происходит нагрев молока от 95 до 110° С в течение 24 мин. В камере VII осуществляется выдержка молока при температуре стерилизации. В верхней части камер VIII—XI по всей их площади сделаны баки с решетчатым дном и подведенными к ним трубами 7 для холодной воды. В этих камерах происходит постепенное охлаждение

молока до 24°C . В прямках камер VIII—X установлены теплообменники 8 для охлаждения отработанной воды и фильтры для ее очистки.

Стерилизаторы этого типа могут быть использованы как при одноступенчатом, так и при двуступенчатом методе стерилизации

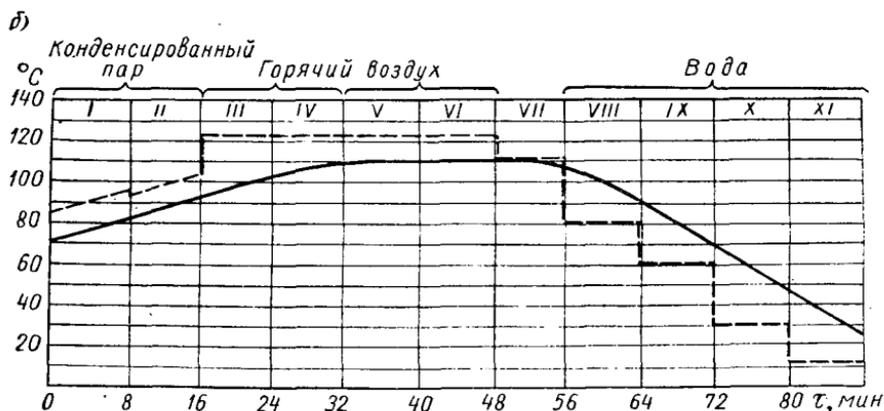
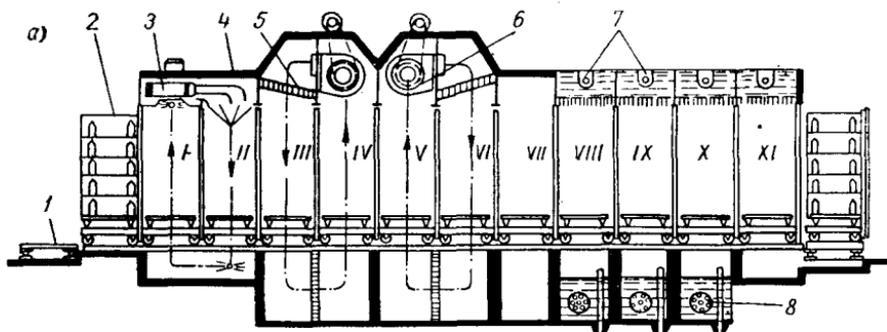


Рис. 110. Схема стерилизатора для молока в бутылках фирмы «Даусен-Эконстер»:

а — стабилизатор; б — график изменения температуры (----- в тоннеле; ————— в бутылке)

молока в бутылках, т. е. сначала стерилизация происходит в потоке, а затем в таре. Указанный стерилизатор по своей конструкции не может обеспечить протекания плавного температурного режима стерилизации при движении бутылок с молоком в тележках через камеры установки. Глухие стенки тележки при передвижении не обеспечивают изоляции термических процессов установки. Стерилизатор работает без противодействия, что также может нарушить стабильность температуры стерилизации молока и сохранность бутылок.

Производительность стерилизаторов периодического действия определяют по формуле

$$N = \frac{60N'}{i},$$

где N — количество банок, стерилизуемых в аппарате в час;
 N' — количество банок, вмещающихся в стерилизатор;
 i — полный цикл работы стерилизатора в мин.

Количество банок, вмещающихся в стерилизатор, Дикис предлагает определять по формуле

$$N' = 0,785 \frac{D^2 H}{d^2 h} n^*,$$

где D — диаметр корзины в мм;
 H — высота корзины в мм;
 d — диаметр консервных банок в мм;
 h — высота консервных банок в мм;
 n — количество корзин в стерилизаторе.

Полный цикл работы стерилизатора определяют по формуле

$$i = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5 + \tau_6,$$

где τ_1 — продолжительность загрузки в мин;
 τ_2 — продолжительность повышения температуры продукта в мин;
 τ_3 — продолжительность собственно стерилизации в мин;
 τ_4 — продолжительность понижения давления в мин;
 τ_5 — продолжительность охлаждения в мин;
 τ_6 — продолжительность разгрузки в мин.

Продолжительность загрузки и разгрузки стерилизатора ориентировочно может быть принята 10—12 мин. Величины τ_2 , τ_3 и τ_5 определяют по формулам стерилизации для каждого вида консервов и данных размеров консервной тары.

Для определения производительности группы стерилизаторов требуется, кроме того, составить график их работы, так как эта величина не определяется простым умножением производительности одного стерилизатора на число стерилизаторов в связи с тем, что аппараты вступают в работу последовательно в соответствии с производительностью линии или цеха, в которых они установлены.

Время прогрева жестяной банки τ_2 в ч до заданной температуры при стерилизации жидких консервов паром можно рассчитать по формуле

$$\tau_2 = 3,1 \frac{V \rho g c}{F \alpha} \lg \left(\frac{t_n - t_n}{t_n - t_k} \right),$$

* Отношение $\frac{H}{h}$ принимают только в целых числах.

где V — объем банки;
 F — площадь поверхности банки;
 α — коэффициент теплоотдачи от внутренней поверхности к содержимому банки;
 t_n — температура стерилизации;
 t_n — начальная температура продукта в банке;
 t_k — конечная температура продукта в банке;
 c, ρ — теплоемкость и плотность продукта;
 g — ускорение земного притяжения.

Анализ формулы показывает, что время прогрева зависит от размеров банок, теплофизических свойств стерилизуемых продуктов и температурных условий, т. е. температуры обогревающей среды и содержимого банки. Формула применима при условии, когда температура обогревающей среды быстро (не более 5—6 мин) доводится до максимального значения.

Коэффициент теплоотдачи от стенки к содержимому банки при свободной конвекции можно рассчитать из критериального уравнения. Для воды эта зависимость следующая:

$$Nu = 0,0288 (GrPr)^{0,4}.$$

Формула применима при турбулентном течении, когда

$$10^9 \leq (GrPr) \leq 10^{12}.$$

За определяющий размер принята высота банки, за определяющую температуру — средняя температура жидкости. В этих формулах не учтено влияние движения тары (качение, самопрокидывание и т. п.) на время прогрева и теплопередачу при стерилизации.

Автоматические непрерывно действующие установки

Автоматические непрерывно действующие установки для стерилизации жидких консервов разделяются на две группы:

- 1) установки с гидростатическим противодавлением;
- 2) роторные установки.

Установки с гидростатическим противодавлением

Принцип действия этих стерилизаторов основан на идее устройства гидравлического затвора для стерилизационных камер, находящихся под давлением. Эти камеры отделены от остальнойточной системы установки столбом воды, высота которого соответствует давлению пара в стерилизационной камере. Следовательно, температура стерилизации регулируется высотой водяного столба. Здесь тара с продуктом автоматически проходит последовательно через секции подогрева, стерилизации и охлаждения. Этот принцип применяется в стерилизаторах непрерывного действия, выпускаемых фирмами различных стран.

Время термической обработки продукта в таре в этих стерилизаторах может также регулироваться скоростью прохождения тары через установку. Одна из моделей стерилизатора фирмы «Шторк» имеет регулировку на четыре скорости. Например, продолжительность прохождения литровых бутылок 1 ч 50 мин, полулитровых —

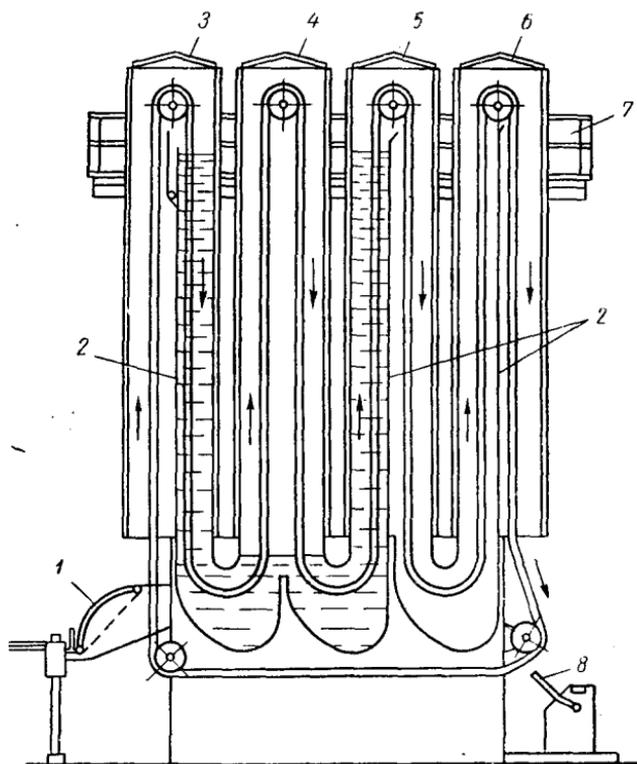


Рис. 111. Схематический разрез стерилизатора фирмы «Шторк»:

1 — загрузочное устройство; 2 — перегородки; 3—6—башни;
7 — площадка для обслуживания; 8 — загрузочное устройство

1 ч 20 мин. Производительность данной модели — 2000 литровых или 3000 полулитровых бутылок в час. Схема установки представлена на рис. 111.

Эти стерилизаторы представляют собой металлическую конструкцию, состоящую из четырех башен 3—6, соединенных бесконечным транспортером с носителями для бутылок с молоком. Башни установки 3, 5 и 6 разделены пополам стальными перегородками 2 в продольном направлении. Бутылки через каждую башню продвигаются 16 мин и 7 раз переворачиваются в течение 65 мин. Во многих стерилизаторах этого типа во время тепловой обработки банки вращаются с числом оборотов до 12 в минуту.

Это способствует равномерному нагреванию молока, устраняет подгорание, образование пленок и осадков.

Поступая в башню 3, бутылки с молоком при температуре 70° С поднимаются транспортером вверх в зону горячего воздуха и опускаются в столб горячей воды. В нижней части башни 3 бутылки с молоком, перемещаясь в воде, нагреваются до 90° С. В башне 4 бутылки нагреваются паром до 110—118° С и выдерживаются определенное время. В этой башне происходит процесс стерилизации. В башнях 5 и 6 происходит охлаждение молока водой и воздухом до 48—50° С. После охлаждения продукт выгружается.

Установка укомплектована контрольно-измерительными и автоматически регулирующими тепловые процессы приборами, насосами и пароводяными трубопроводами.

Широкое распространение получили также непрерывно действующие стерилизаторы английской фирмы «Вебстер», выпускающей установки производительностью от 2000 до 6000 литровых бутылок в час. Бутылки поступают в гнезда, расположенные широкими рядами, поэтому эти установки имеют большую ширину. Загрузка бутылок в стерилизатор и выгрузка стерилизованных бутылок происходят с фронтальной стороны установки. Расположение загрузки и выгрузки на одной и той же стороне установки облегчает наблюдение за ее работой и упрощает систему транспортеров. Принцип устройства и действия этого стерилизатора аналогичен описанному выше. Стерилизатор может работать с бутылками различной емкости от 0,2 до 1 л. Необходимая площадь для установки от 5,8 × 1,5 до 7,7 × 1,5 м². Общий вес стерилизатора 58—74 т.

В установках типа «Корвалло» бутылки или банки помимо непрерывного движения вперед подвергаются также вращательному движению. Схема устройства такого стерилизатора показана на рис. 112. Две бесконечные цепи с укрепленными на них трубчатыми перфорированными корзинами проходят через башню подогрева 1, наполненную водой, нагреваемой снизу. Вода превращается в пар, который под действием гидростатического давления воды достигает температуры, достаточно высокой для стерилизации пищевых продуктов.

Температура в башне стерилизатора постепенно увеличивается до 110° С, пока банки или бутылки доходят до паровой камеры 2,

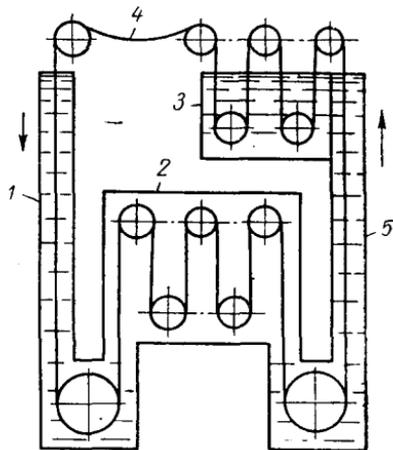


Рис. 112. Схема гидростатического стерилизатора «Карвалло»

в которой поддерживается температура 115—120° С при помощи регулирования уровня воды в вертикальных башнях. После выдержки в паровой камере в течение 18 мин бутылки с молоком направляются через вертикальный канал с охлаждающей водой 5. Окончательно продукт охлаждается в баке 3 до 20—30° С. Процесс разгрузки и загрузки аппарата осуществляется в зоне 4. Охлаждающая вода, нагретая теплом от бутылок, используется в подогревательной башне, предназначенной для подогрева холодных бутылок перед входом в паровую камеру, что дает экономию пара и воды. Нижняя часть агрегата опускается в котлован глубиной около 8 м.

Стерилизатор системы Корвалло пропускает до 200 банок в минуту. Преимущество этого аппарата в том, что он может быть использован для тары разных размеров, причем настройки трубчатых носителей и смены частей не требуется. Вес аппарата — 35 т. Потребность пара на стерилизацию 1 кг продукта составляет 0,04 кг, воды — 1 кг. Стерилизатор Корвалло можно применять при производстве консервов из всех видов продуктов. Процессы стерилизации и охлаждения полностью автоматизированы.

Фирма «Митчелл инжиниринг» (Англия) выпускает стерилизаторы «Гидрон» башенного типа производительностью 100—1000 банок в минуту. В этих стерилизаторах в процессе стерилизации происходит вращение банок вокруг своей оси, причем число оборотов в единицу времени может изменяться в заданных пределах. Одновременно можно стерилизовать консервные банки четырех размеров с различным содержимым. Максимальный диаметр консервных банок 108 мм. Температура стерилизации регулируется высотой столба жидкости, например, 13,7 м соответствует 121° С, 10,7 м — 116°. Максимальная температура стерилизации 125° С.

Загрузочный и разгрузочный механизмы состоят из двух стальных каркасов, по которым движется цепь транспортера, обеспечивающая загрузку и разгрузку консервных банок. Так как стерилизатор имеет двойное несущее устройство для консервных банок (на одном несущем устройстве находится два ряда консервных банок), предусмотрены две загрузочные и разгрузочные цепи транспортера. Верхняя часть этих цепей подает консервные банки, в то время как нижняя осуществляет разгрузку. На каждой подающей ленте размещен пневматический прерыватель подачи банок, дающий возможность осуществлять загрузку банок в каждую свободную несущую ячейку и прекращать подачу, когда ячейки заполнены. Управление этим прерывателем синхронизировано с движением конвейерной цепи.

В стерилизаторе «Гидрон» (рис. 113) процесс происходит следующим образом. Банки с продуктом, имеющим температуру 77° С, транспортируются от закаточной машины к загрузочному механизму, который подает их в носители основного конвейера. Затем

их направляют вверх и предварительно нагревают паром над первым водяным столбом 1, где с помощью инъекции пара создается температура около 98°C . Консервные банки опускаются вниз через водяной столб, причем температура постепенно повышается и в самой нижней точке водяного столба перед входом в паровую зону достигает 118°C . Одновременно с температурой повышается также и внешнее давление на банки.

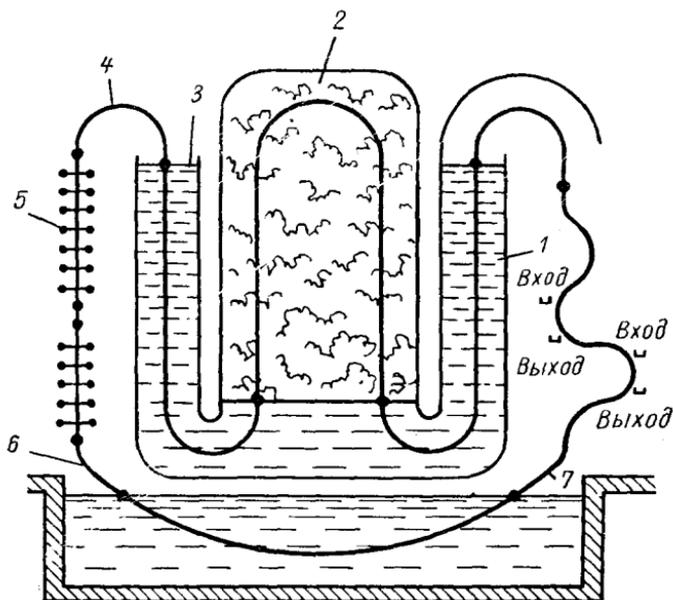


Рис. 113. Схема перемещения банок в стерилизаторе «Гидрон» для высоких температур

Затем банки переходят в паровое пространство 2, в котором автоматически регулируется температура стерилизации. Давление обоих столбов и давление пара уравновешены. При переходе в паровое пространство не наблюдается разницы в температуре и давлении, что исключает нагрузку на закаточный шов банки. Стерилизация осуществляется в паровом пространстве при движении консервных банок вверх и вниз и продолжается в течение заранее установленного времени при требуемой температуре.

По окончании процесса стерилизации консервные банки попадают во второй водяной столб 3, в нижней точке которого поддерживается температура около 118°C . При движении консервных банок вверх температура и давление постепенно снижаются. В верхней точке температура составляет около 98°C .

В течение небольшого отрезка времени консервные банки движутся через воздушную зону 4, после чего попадают в зону

водяного охлаждения 5. В верхних двух третях зоны 5 охлаждение осуществляется водой, подаваемой насосами из охлаждающего резервуара. После непродолжительного прекращения охлаждения оно вновь осуществляется в последней трети зоны водопроводной водой. Стенки аппарата в зоне охлаждения распылением облицованы пластиком. Здесь в результате температурных различий между водой и консервными банками создается подобие аэродинамической трубы и происходит дополнительное охлаждение стекающей воды и консервных банок.

В конце зоны охлаждения распылением банки вновь проходят через воздушную зону 6. Окончательно охлаждение осуществляется на участке 7 в охлаждающем резервуаре, находящемся под стерилизатором. После выхода из этого резервуара консервные банки еще раз проходят через воздушную зону, высыхают и выходят из стерилизатора. Действие вращательной установки в стерилизаторе «Гидрон» начинается в паровом пространстве.

Установка «Гидрон» полностью автоматизирована и обслуживается одним человеком. Преимуществом гидростатических стерилизаторов является повторное использование воды: сначала для охлаждения банок, когда она нагревается, а затем для подогрева, когда она частично отдает свое тепло банкам, что дает экономии пара и воды. Если для стерилизации одной банки в обычном автоклаве требуется 120 г пара, то в стерилизаторе «Гидрон» — 40 г. Расход воды на охлаждение банки в автоклаве с противодавлением составляет 7 л, в автоклаве без противодавления 5,5 л, в стерилизаторе «Гидрон» — 0,5 л. Необходимая производственная площадь у стерилизатора «Гидрон» в 7 раз меньше занимаемой автоклавами периодического действия, эквивалентными по производительности одному такому стерилизатору.

Наряду с указанными преимуществами, гидростатические стерилизаторы непрерывного действия имеют следующие недостатки: отсутствие возможности быстрого изменения температуры стерилизации; необходимость больших капитальных затрат, особенно при использовании установок малых размеров; частые неполадки в работе в результате применения тяжелых цепей, транспортирующих банки (бутылки).

Медленное повышение и снижение температуры в аппарате позволяет использовать гидростатические стерилизаторы для обработки продукции в стеклотаре. Однако невозможность создания дополнительного противодавления исключает использование их для стерилизации банок, укупоренных крышками СКО. Бутылки, укупоренные корончатыми крышками, успешно стерилизуются в аппаратах этого типа.

Для консервов в стеклянных банках, стерилизуемых с противодавлением, стерилизаторов непрерывного действия в промышленности практически нет. В Венгерской народной республике в 1963 г. изготовлен опытный промышленный образец стерилиза-

тора непрерывного действия пневмогидростатического типа для стерилизации консервов в стеклянных банках.

Стерилизатор (рис. 114) состоит из семи последовательно соединенных башен и отдельного атмосферного охладителя. В каждой из первых шести башен поддерживается столб воды высотой 4 м. В результате последовательного соединения в последней (седьмой)

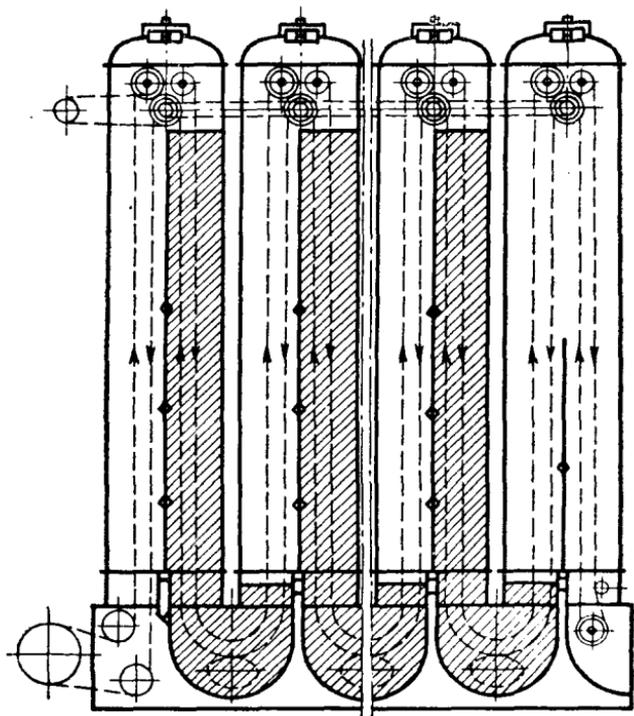


Рис. 114. Пневмогидростатический стерилизатор непрерывного действия

башне создается с помощью водяного пара и сжатого воздуха необходимое давление. Давление и температура в башнях повышаются последовательно от первой к седьмой. Через башни проходит бесконечный конвейер с носителями для банок. Каждая банка пронесется через стерилизаторы дважды, совершая прямой и обратный путь. Загрузка банками и разгрузка конвейера осуществляются специальными механизмами. Окончательное охлаждение банок осуществляется в отдельно стоящем дополнительном охладителе при атмосферном давлении. Предварительные испытания показали, что производительность стерилизатора колеблется от 1630 до 3000 банок в час емкостью 1 л (до 6000 банок

в час емкостью 0,5 л). Давление в башне стерилизации 2,44 бар. Температура стерилизации — 125° С.

Производительность установок непрерывного действия можно определить, исходя из скорости перемещения банки (бутылки):

$$N = 3600 v N'' \text{ банок в час,}$$

где v — скорость движения транспортера в м/сек;

N'' — количество банок (бутылок) на одном метре длины транспортера.

Роторные стерилизаторы

В большинстве применяемых в промышленности стерилизационных аппаратов тара с продуктом остается неподвижной во время стерилизации. Следовательно, время прогрева, как уже отмечалось выше, обусловлено теми или иными естественными условиями теплопередачи. Литературные данные свидетельствуют о том, что время прогрева существенно влияет на качество готовой продукции: с уменьшением времени качество улучшается. Кроме того, оно в значительной степени определяет производительность и экономичность оборудования. Поэтому этот вопрос представляет определенный теоретический и практический интерес.

Известно, что количество тепла, передаваемое от источника тепла нагреваемой среде, определяется по уравнению теплопередачи

$$Q = FK\Delta t.$$

В общем случае полное термическое сопротивление $\frac{1}{K}$ может быть найдено по формуле

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2},$$

где $\frac{1}{\alpha_1}$ — термическое сопротивление со стороны нагревающей среды;

$\frac{1}{\alpha_2}$ — термическое сопротивление со стороны нагреваемой среды;

$\frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}}$ — термическое сопротивление разделяющей стенки.

Количественная оценка термического сопротивления каждого звена цепи теплопередачи при прогреве продукта паром в условиях свободной конвекции дана в табл. 15. Таким образом, лимитирующим звеном в цепи теплопередачи является теплоотдача от стенки банки продукту; термическое сопротивление остальных звеньев пренебрежимо мало, т. е.

$$\frac{1}{K} \approx \frac{1}{\alpha_2}.$$

Насыщенный водяной пар		Стенка тары	Молочные консервы	
α_1 в $\text{вт}/\text{м}^2 \cdot \text{град}$	$\frac{1}{\alpha_1}$ в $\text{м}^2 \cdot \text{град}/\text{вт}$	$\frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}}$ в $\text{м}^2 \cdot \text{град}/\text{вт}$	α_2 в $\text{вт}/\text{м}^2 \cdot \text{град}$	$\frac{1}{\alpha_2}$ в $\text{м}^2 \cdot \text{град}/\text{вт}$
5000—10 000	0,0002—0,0001	0,0000058— 0,0000065	120—420	0,0083—0,0024

Из табл. 15 и приведенных формул следует, что интенсификация процесса теплообмена при прогреве консервов может быть достигнута увеличением средней разности температур Δt путем повышения температуры нагревающей среды и повышением коэффициента теплоотдачи α_2 от стенки банки к содержимому.

Повышение α_2 возможно путем организации вынужденной конвекции. В данном случае вынужденная конвекция может осуществляться за счет перемещения теплоотдающей поверхности. Известны две возможные схемы таких теплообменных устройств:

1) устройства, в которых поверхности теплообмена вращаются относительно какой-либо внешней или собственной оси;

2) устройства с вибрирующей (колеблющейся) поверхностью.

Исследованиями, проведенными по установлению эффективности стерилизации консервов при вращении банок, установлено, что наиболее эффективным средством ускорения нагревания и охлаждения является способ вращения банки с доньшка на крышку.

На скорость нагревания и охлаждения продуктов в банках влияют скорость вращения банок и величина свободного пространства в них, т. е. объем воздуха, который имеет другое направление, чем содержимое банок, и действует как перемешивающий агент (рис. 115).

По данным Лемаринье [8], при увеличении скорости вращения n продолжительность стерилизации вначале, как правило, сокращается, а затем увеличивается. Таким образом, при любом постоянном радиусе описываемой банками окружности существует

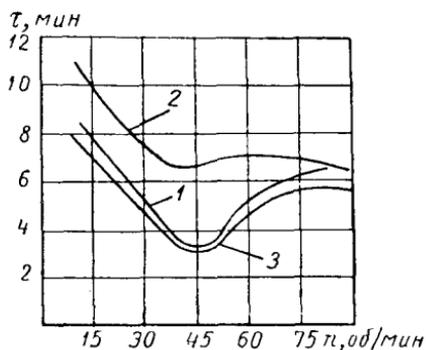


Рис. 115. Скорость охлаждения τ (в воде с температурой 21°C) апельсинового сока в зависимости от величины свободного пространства в банках:

1 — 6,4 мм; 2 — 3,2 мм; 3 — 9,5 мм

определенное оптимальное число оборотов, при котором консервируемый продукт прогревается с наибольшей скоростью.

Продукты с относительно малой вязкостью прогреваются с наибольшей скоростью в том случае, когда развиваемая при вращении центробежная сила равна силе тяжести. Сумма обеих сил (противоположных по направлению) в этот момент равна нулю, вследствие чего свободное пространство банки при каждом обороте смещается в направлении к центру, что приводит к максимальной турбулентности движения продукта (рис. 116). Таким образом,

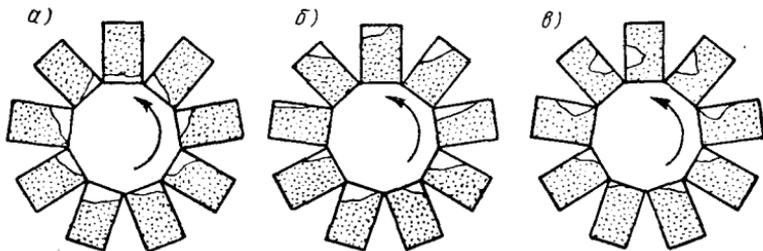


Рис. 116. Схема расположения содержимого банок при различных скоростях их вращения с доньшка на крышку: *а* — банка вращается с большой скоростью, центробежная сила больше силы тяжести; *б* — банка вращается с небольшой скоростью, центробежная сила меньше силы тяжести; *в* — банка вращается с оптимальной скоростью, центробежная сила равна силе тяжести

исходя из равенств сил, Лемаринье предлагает находить оптимальное число оборотов банки в минуту по следующей зависимости:

$$n = \sqrt{\frac{g^3}{R}},$$

где R — радиус окружности, описываемой банками в процессе стерилизации, в м;

g — ускорение силы тяжести в м/сек².

Для более вязких пастообразных продуктов эта формула является недостаточно точной, так как при уменьшении текучести продукта его подвижность снижается и, следовательно, оптимальное число оборотов будет гораздо меньше.

В процессе вращения продукт перемешивается, поэтому он нагревается равномерно и опасность перегрева периферийных участков, так же как и недостаточная стерилизация внутренних, полностью устраняются. При этом качество продуктов получается выше, а также в них лучше сохраняются витамины, особенно тиамин.

В табл. 16 приведены данные Лемаринье о качестве компота из земляники в трехлитровых жестяных банках. Как видно из таблицы, вращение банок позволило в несколько раз снизить продолжительность термической обработки и улучшить качество компота.

Способ пастеризаций или стерилизаций	Режим пастеризации, стерилизации		Число оборо- тов банок в минуту	Органолепти- ческая оценка компога в балах
	Температура в °С	Продолжи- тельность в мин		
В неподвижном со- стоянии	90	150	0	4,4
То же	110	40	0	4,1
С вращением банок с донышка на крышку	90	20	20	8,0
То же	110	8	8	7,2

Кроме того, в случае вращения банок стерилизовать консервы можно при более высоких температурах, а это дает возможность сократить продолжительность процесса. Следует отметить, что вращение банок с донышка на крышку эффективнее, чем вокруг своей оси, из-за снижения продолжительности стерилизации. Однако этот метод вращения банок применяется пока только в периодически действующих аппаратах — автоклавах.

В роторных установках непрерывного действия банки вращаются либо вокруг собственной оси, либо параллельно оси вращения на некотором расстоянии от нее. Роторные стерилизаторы непрерывного действия выпускаются двух-, трех- и четырехкорпусные.

Двухкорпусные установки типа «Кукер-Кулер» (рис. 117) состоят из стерилизатора («Кукер») и охладителя («Кулер»), они выпускаются фирмами «Фуд машинери энд кеминал корпорейшн» (США) и другими фирмами. Применяется этот стерилизатор преимущественно для молока, расфасованного в жестяные банки. Стеклоянные бутылки не выдерживают такого быстрого ввода в стерилизационную камеру и лопаются. Корпуса роторных стерилизаторов схожи по форме и представляют собой стальные цилиндры диаметром около 1,5 м различной длины. Внутри цилиндра установлен ротор из полосовой стали.

Банки из закаточной машины цепным элеватором подаются в загрузочный клапан, которым передаются на ротор стерилизатора. При вращении ротора банки перемещаются от одного конца корпуса к другому вдоль ребер угольников ротора благодаря спиральной направляющей. При этом они вращаются вместе с ротором вокруг его оси, а в нижней части аппарата, прокатываясь по его корпусу, одновременно вращаются вокруг собственной оси, что обеспечивает интенсивное перемешивание содержимого банок и быстрое их прогревание.

Корпус стерилизатора заполнен паром. Продолжительность стерилизации регулируется изменением числа оборотов ротора.

По выходе из стерилизатора банки клапаном передаются в охладитель, наполовину заполненный проточной холодной водой, в котором сжатый воздух создает необходимое противодавление. Охлажденные банки из аппарата с помощью такого же клапана выгружаются и по течке направляются на склад.

Для продуктов, стерилизуемых при высокой температуре, устанавливают два нагревателя и два охладителя (рис. 118). Во втором охладителе охлаждение банок производится без противодавления, поэтому он обычно бывает открытого типа.

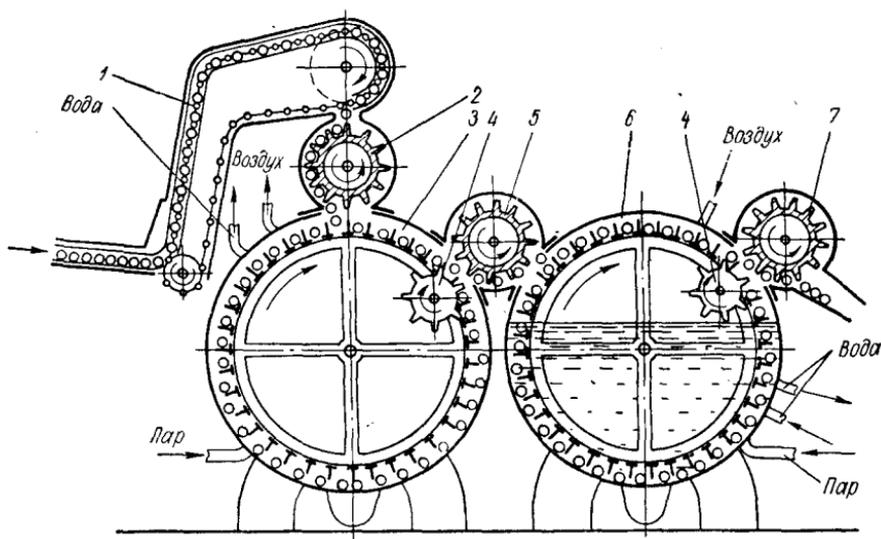


Рис. 117. Двухкорпусный стерилизатор непрерывного действия:

1 — элеватор, подающий банки; 2 — вводящий механизм; 3 — нагреватель; 4 — храповик; 5 — передаточный механизм; 6 — охладитель под напором; 7 — разгрузитель

При перемещении банок в стерилизаторе происходит частичное повреждение слоя полуды на них. Одновременно наблюдается усиленный износ основных рабочих деталей аппарата. Для уменьшения износа в стерилизаторах новейшего типа уголки ротора и спираль изготовляют из нержавеющей стали. С целью же уменьшения истирания оловянного покрытия банок применяют спирали такой конструкции, при которой продольное перемещение банок осуществляется только в нижней половине аппарата, когда банки катятся. В подогревателях и охладителях, заполненных наполовину водой, банки приобретают некоторую плавучесть, что устраняет истирание поверхности.

Привод роторов аппарата осуществляется от электродвигателя через вариатор числа оборотов, позволяющий изменять продолжительность стерилизации. В случае подачи в аппарат поврежденной банки или при подаче ее в неправильном положении специаль-

ное автоматическое устройство выключает элеватор подачи банок и питающий клапан без остановки стерилизатора.

При переходе из стерилизатора в охладитель банки имеют максимальную температуру, поэтому при попадании в холодную воду они могут деформироваться в результате резкого охлаждения. В охладителях современных роторных стерилизаторов вода в месте

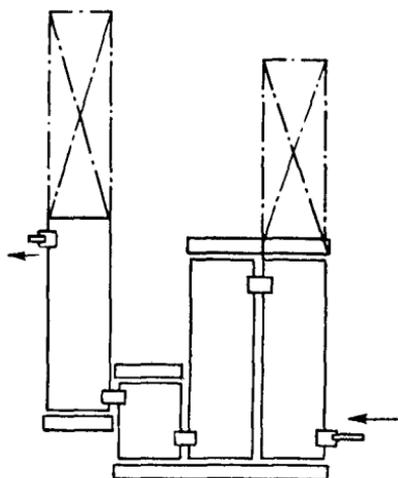
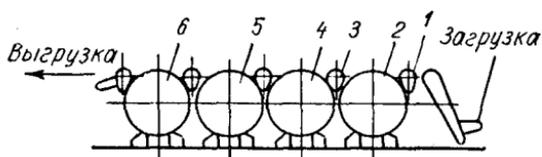


Рис. 118. Роторный четырехкорпусный непрерывно действующий стерилизатор фирмы «Мэзер энд Плэтт»:

1 — питающий клапан; 2 — стерилизатор 1-й стадии; 3 — передающий клапан; 4 — стерилизатор 2-й стадии; 5 — охладитель под давлением; 6 — атмосферный охладитель

поступления горячих банок струей пара подогревается до температуры $60-80^{\circ}\text{C}$, что устраняет нежелательные деформации банок.

Недостатком роторных стерилизаторов является возможность стерилизации консервов только в жестяных банках одного размера или с отклонением по длине не более чем на 25 мм и по диаметру не более чем на 14 мм. Однако при использовании в специализированных линиях эти стерилизаторы весьма удобны, и поэтому за рубежом они получили широкое распространение.

Выпускаются роторные стерилизаторы различной производительности. Имеются аппараты, пропускающие до 400 банок в минуту при времени стерилизации 19 мин. Режим стерилизации контролируется и регулируется с помощью автоматических

приборов. В роторных установках стерилизатор и охладитель могут быть установлены параллельно или последовательно. Для эксплуатации роторного стерилизатора требуется производственная площадь значительно бóльшая, чем для гидростатического, но в два раза меньше, чем для автоклавов, обеспечивающих такую же производительность.

Производительность стерилизатора непрерывного действия можно определить по формуле

$$N = \frac{N'''}{\tau} \text{ банок в час,}$$

где N''' — число банок (бутылок), одновременно размещающихся в стерилизаторе;

τ — время, необходимое для стерилизации (подогрева, выдержки и охлаждения), в ч.

По этой же формуле можно отдельно определить производительность подогревателя, выдерживателя и охладителя.

Влияние низкочастотных колебаний на скорость прогрева пищевых жидкостей в таре

В настоящее время вибрационный метод используется при выполнении самых разнообразных процессов и операций. Но особенно важное значение будет иметь вибрационные режимы для технологических процессов пищевой промышленности. Вибрация уже нашла применение в процессах ректификации, экстракции, фильтрации, мойки пищевого сырья и в некоторых других. В последние годы выполнено также несколько экспериментальных работ по влиянию вибрации на теплоотдачу от нагретой поверхности к жидкой среде при внешней задаче конвективного теплообмена. Эти работы показали, что вибрация увеличивает коэффициент теплоотдачи до нескольких десятков раз.

При стерилизации консервов, поскольку интенсификации подлeжит коэффициент теплоотдачи от стенки к содержимому банки, мы имеем свободную конвекцию в условиях внутренней задачи. Автором данной главы проведены исследования процесса прогрева при стерилизации различных молочных консервов в жестяной таре с режимами вибрации:

полные амплитуды колебаний $2a = 1 \div 15$ мм;

частота $n = 400\text{—}1200$ 1/мин.

Размер банки был принят один: диаметр — 73 мм, высота — 80 мм. Греющая среда — пар при постоянной температуре.

Результаты двух серий экспериментов по вибропрогреву сгущенного молока с содержанием сухих веществ 25 и 50%, показывающие влияние амплитуды и частоты вибрации банки на коэффициент теплоотдачи α , приведены на рис. 119. Из рисунка следует, что увеличение как амплитуды $2a$ при $n = \text{const}$, так и частоты n

при $2a = \text{const}$ приводит к значительному возрастанию α . Таким образом, α увеличивается с ростом скорости вибрации \bar{v} (рис. 120).

Среднеквадратичная скорость вибрации \bar{v} в см/сек определяется по следующей формуле:

$$\bar{v} = \frac{\pi 2an}{\sqrt{2}},$$

где $2a$ — двойная амплитуда колебаний;
 n — частота колебаний.

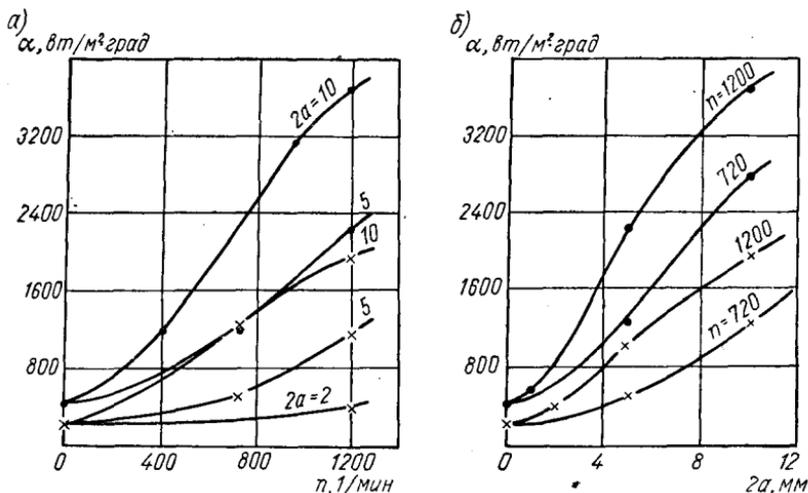


Рис. 119. Зависимость коэффициента теплоотдачи от частоты (а) и амплитуды (б) вибрации:

× — сгущенное молоко (с сахаром) с 50% сухих веществ; ● — сгущенное молоко с 25% сухих веществ (с. в.)

При максимальной скорости вибрации ($\bar{v} = 44$ см/сек) время прогрева консервов до заданной температуры сокращается в 3—4 раза (рис. 121).

Время прогрева τ в мин зависит от физических свойств продуктов и скорости вибрации и может быть рассчитано по уравнению

$$\tau = 2,72Pr^{0,33} (2,12 - \lg \bar{v}),$$

где Pr — критерий Прандтля;

\bar{v} — среднеквадратичная скорость вибрации.

Полученное уравнение применимо в пределах: $10 \leq Pr \leq 70$;
 5 см/сек $\leq \bar{v} \leq 45$ см/сек.

Следует подчеркнуть, что для всех вязких консервов, прогрев которых исследовался, вибрация банки с частотами $n = 700$ 1/мин и ниже нецелесообразна, так как на низких частотах величина

коэффициента теплоотдачи даже при больших амплитудах относительно невелика.

Физическая интерпретация полученной экспериментально высокой эффективности вибрации для процесса теплоотдачи следующая.

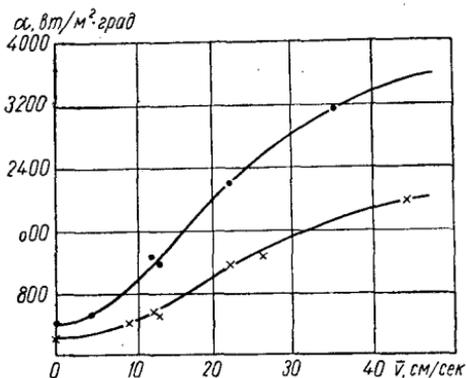


Рис. 120. Зависимость коэффициента теплоотдачи от скорости вибрации. Обозначения см. на рис. 119

Как известно, процесс переноса тепла от поверхности банки к ее содержимому определяется толщиной пограничного слоя и величиной температурного напора между поверхностью банки и нагреваемой средой. В пограничном слое тепло передается в основном теплопроводностью, которая для большинства вязких жидкостей мала. Толщина же пограничного слоя при свободной конвекции относительно велика.

Вибрация разрушает не только пограничную пленку жидкости, отрывая от нее поверхностные молекулярные слои; благодаря ей происходит и активное перемешивание ядра жидкости, что значительно интенсифици-

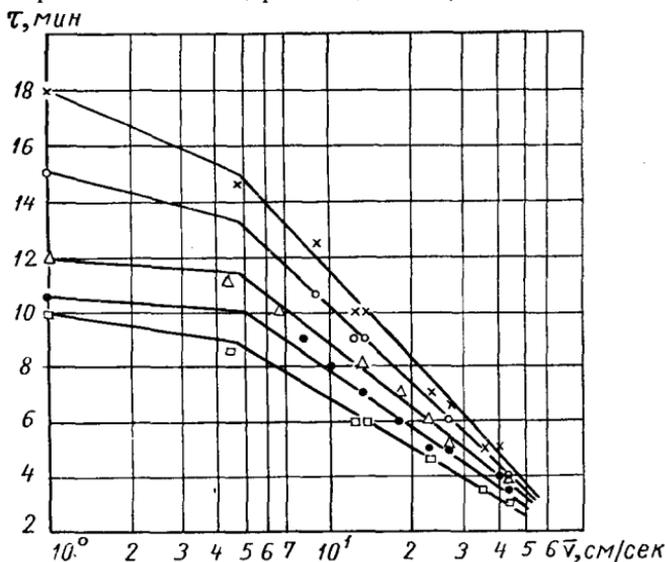


Рис. 121. Зависимость времени прогрева от скорости вибрации:

× — сливки жирностью 84%; ○ — сгущенное молоко с 50% с. в.; Δ — сливки жирностью 35%; ● — сливки жирностью 20%; □ — сгущенное молоко с 25% с. в.

рует теплообмен. Таким образом, вибрация способствует вовлечению в теплообмен значительных масс жидкости или даже всей массы при определенной скорости вибрации, что очень важно для равномерного прогрева.

Сокращение продолжительности прогрева продуктов в таре, как прямой результат интенсификации, позволит не только создать малогабаритные стерилизаторы непрерывного действия, но и достигнуть высокого технологического эффекта.

Комбинированный метод высокотемпературной обработки

Процессы стерилизации жидкостей в таре протекают длительное время, что во многих случаях отрицательно сказывается на качестве готовой продукции. Кроме того, применяемые для этой цели установки очень металлоемки и занимают значительные производственные площади. Поэтому в последнее время большое внимание уделяется стерилизации жидкостей в потоке (гл. II—V) и асептическому розливу в стерильную тару. Если процесс розлива стерилизованной в потоке жидкости проводить в хорошо организованных асептических условиях, то можно исключить дополнительную стерилизацию в бутылках, необходимую в случае розлива в обычных условиях.

Метод асептического консервирования жидких продуктов в стеклянной консервной таре находится в стадии разработки, причем исследования ведутся в нескольких направлениях.

Сотрудниками УкрНИИКПа предложен и экспериментально проверен способ стерилизации стеклянных банок в линиях асептического консервирования препаратами хлорсодержащих веществ — хлорной извести и хлорамина. Этот способ представляет интерес, но требует доработки.

В последние годы в США систематически проводятся работы по непрерывной стерилизации стеклянных банок газами, сущность которой заключается в обеззараживающем действии газообразных химических агентов на предметы или материалы, содержащие микроорганизмы. Такая стерилизация является одним из видов химической стерилизации. Стерилизация газом применяется в тех случаях, когда не представляется возможным применять обычную термическую обработку стерилизуемых предметов.

В результате исследования свойств ряда веществ наиболее перспективным для стерилизации стеклянных банок в линиях асептического консервирования, по зарубежным данным, оказалось применение смесей окиси этилена, окиси пропилена и бромистого метила.

Швейцарской фирмой «Сатсо Женевье» предложена установка для стерилизации бутылок, асептического розлива в них молока и их укупорки. Принцип действия установки следующий (рис. 122). Из моечной машины чистые бутылки с температурой 60°C транспортером 4 подаются в установку для стерилизации. В зависимости от производительности установки подающих транспортеров может быть два или четыре. Бутылки проходят через выполненные точно по их конфигурации специальные «ворота» 1 и попадают в тоннель,

состоящий из нескольких зон. Первая — зона стерилизации 2, где с помощью инфракрасных излучателей 3 поддерживается температура 180°C . В конце зоны кратковременно инжектируется пар внутрь бутылки. Для равномерного прогрева всей бутылки и последующего ее охлаждения по всей длине туннеля с каждой стороны движутся две стальные проволоки. Вследствие того, что они имеют различные линейные скорости, бутылки получают вращательное движение. Такая система их движения позволяет при относительно больших температурных перепадах предотвратить термический бой. Бутылки охлаждаются воздухом, поступающим из зоны розлива и укупорки по воздуховоду 11 при помощи вен-

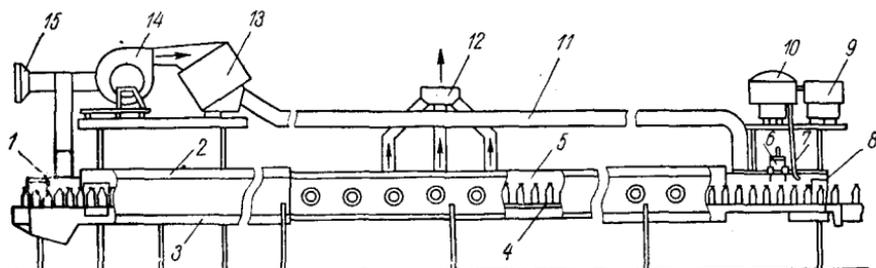


Рис. 122. Установка для асептического розлива жидкостей в стеклянные бутылки

тилятора 14. Поскольку процесс розлива молока происходит при температуре 40°C , то воздух примерно такой же температуры направляется навстречу бутылкам, движущимся из зоны охлаждения 5. При установившемся режиме температура бутылок, выходящих из зоны охлаждения, должна быть около 70°C .

Асептические условия в зоне розлива и укупорки создаются в результате того, что поступающий туда воздух, пройдя пылеуловительный 15 и бактериологический 13 фильтры, становится стерильным. Кроме того, он подается в зону розлива и укупорки под давлением выше атмосферного, что исключает попадание внешнего воздуха через различные неплотности установки. Отводится воздух через специальный воздуховод 12. Одновременно наполняются две бутылки (в каждом туннеле). Разливочные патроны 6 соединены с питательным баком тефлоновыми трубами. Принцип розлива такой же, как и в обычных вакуум-разливочных машинах: вначале из бутылки отсасывается воздух, а затем начинается наполнение ее молоком до определенного уровня. В отсасывающей линии между воздушной трубкой разливочного патрона и вакуумнасосом имеется камера для сбора молока, удаляемого из бутылки. Отсюда оно направляется обратно в приемный бачок пароконтактной стерилизационной установки.

Для укупорки бутылок применяют колпачки с прокладкой из специальной резины, которые закладывают в разделительный бункер 9, где они сортируются и подаются в камеру 10 для стерили-

зации паром с температурой 200° С. Затем по спускному лотку 7 колпачки поступают на укупорку. Прежде чем колпачок установится на горлышко бутылки, в нее инжестируется пар. Сразу после этого колпачок накладывается на бутылку и плотно прижимается к горлышку, но не обжимается окончательно, продолжая удерживаться на бутылке за счет вакуума, создаваемого при конденсации пара. После этого бутылка выходит из тоннеля через ворота 8 и поступает на окончательную укупорку.

Разработано два типа установок для стерилизации бутылок и асептического розлива в них молока — 2УД с двумя тоннелями и 4УД с четырьмя тоннелями. Габариты установки первого типа

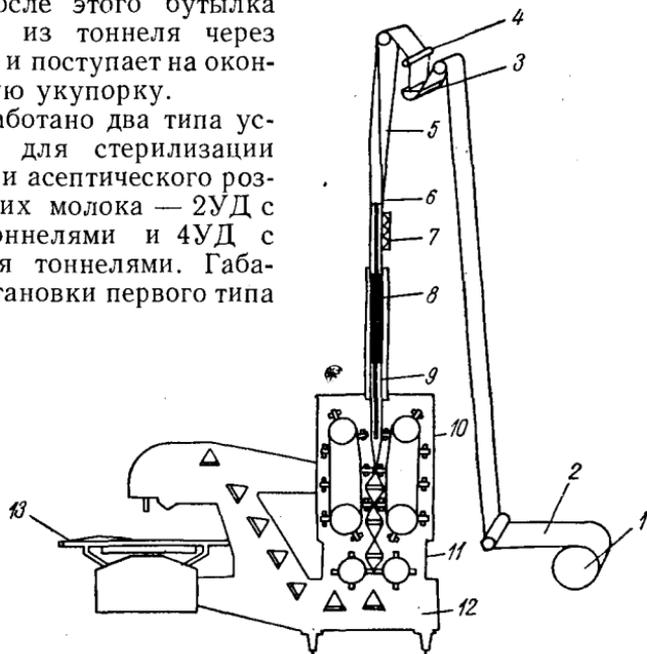


Рис. 123. Схема автомата «Тетра-Пак» для асептического розлива молока

1650 × 4500 × 3000 мм, второго типа 16 500 × 5500 × 3000 мм.

Новый способ упаковки стерильного молока предложен фирмами «Тетра-Пак» (Швеция) и «Альпура» (Швейцария), где стерильное молоко разливается в бумажные пакеты тетра-пак в асептических условиях. Отличительной чертой нового способа является использование раствора перекиси водорода и теплоты излучения электрического нагревательного прибора. Схема процесса упаковки молока представлена на рис. 123. Бумага для изготовления пакетов тетра-пак доставляется к автомату в виде рулонов 1.

Для использования в асептических условиях материал для изготовления пакетов несколько модифицировали, повысив его прочность и придав ему защитные свойства против действия света на молоко. Пакеты изготавливают из крафт-бумаги, покрытой воском с наружной стороны и полиэтиленовой пленкой с внутренней. Крафт-бумага зачернена с внутренней стороны для дополнительной

защиты против проникновения света, а толщина полиэтиленовой пленки увеличена на 75% против обычной в пакетах тетрапак. Поскольку крафт-бумагу покрывают полиэтиленовой пленкой при температуре свыше 200° С, то практически бумага тетрапак является стерильной уже при поступлении на молочный завод.

При разворачивании рулона в зоне 2 к бумаге вдоль одного края присоединяется полиэтиленовая лента для усиления продольного шва изготавливаемой в автомате бумажной трубы. Бумага с рулона проходит через ванну с раствором перекиси водорода 3; после прохождения бумаги через зону отжата 4 излишек перекиси немедленно удаляется и на бумаге остается только тонкая пленка раствора. На 7500 полуплитровых бумажных пакетов расходуется около 1 л раствора перекиси водорода.

В автомате бумага, поступающая с рулона, свертывается в трубу 6. При этом нагревателем 7 сваривается продольный шов. Движущаяся трубочка проходит через нагреватель 8, где перекись водорода разлагается на водород и атомарный кислород. В этой зоне кратковременно создается температура около 400—500° С. Поверхность рукава нагревается до 200° С. Для его охлаждения через камеру 9 пропускают холодный воздух.

Исследования показывают, что стерилизация перекисью водорода является весьма эффективной. Число стерильных пакетов составляет 99,5—99,9%. Предохранительное устройство в автомате предупреждает заражение молока микрофлорой из воды или перекиси водорода. Автоматические контрольные приборы останавливают работу автомата в случае понижения температуры нагревательного прибора.

В результате уперизации стерильное, свободное от микрофлоры молоко поступает в бумажную трубу через питательную трубку 5, которая опущена значительно ниже нагревательного прибора. Эта трубка подвергается стерилизации до введения ее в бумажную трубу. Бумажные пакеты с молоком запечатывают термосваркой 10 ниже уровня молока. Бумажная труба, наполненная молоком, непрерывно переходит в цепочку пакетов тетраэдрной формы 11, наполненных молоком. Затем цепочка разрезается на отдельные пакеты 12, которые передаются на упаковку 13 в ящики или картонные коробки, отгружаемые по назначению.

Предохранительные устройства автомата при нарушении установленных требований автоматически прерывают подачу молока посредством пневматически управляемых клапанов. Возможность повторной инфекции вследствие утечки в отдельных пакетах предупреждается укреплением продольного шва путем присоединения дополнительной ленты из полиэтилена.

В бумажных пакетах стерилизованное молоко сохраняет свои качества в течение месяца при комнатной температуре.

Глава VII

АППАРАТЫ И УСТАНОВКИ ДЛЯ НОВЫХ СПОСОБОВ ПАСТЕРИЗАЦИИ И СТЕРИЛИЗАЦИИ ПИЩЕВЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Электропастеризаторы

Пастеризацию пищевых жидкостей можно осуществлять при помощи электричества. В настоящее время в промышленности многих стран, особенно Франции и СССР, успешно работают электропастеризаторы для соков, вин, молока и уксуса.

Электропастеризаторы бывают косвенного и прямого действия. Электропастеризаторы косвенного действия отличаются от обычных тепловых пастеризаторов только тем, что вместо водяного или парового обогрева труб или пластин в них применен электрообогрев. Таким образом, в принципе любой тепловой поверхностный пастеризатор может быть переведен на электрообогрев, т. е. может стать электропастеризатором косвенного действия.

В отличие от электропастеризаторов косвенного действия электропастеризаторы прямого действия обеспечивают пастеризацию жидкостей путем прохождения электрического тока непосредственно через толщу продукта. Эти электропастеризаторы можно подразделить на аппараты низкой (от 18 до 500 гц) и высокой (от 10^4 до 10^9 гц) частоты.

В настоящее время считается, что низкочастотная электропастеризация приводит к гибели микроорганизмов от теплового воздействия на них. Тепло в обрабатываемом на таких аппаратах продукте возникает вследствие трансляторных колебаний ионов. Если обеспечить прохождение через пищевую жидкость электрического тока низкой частоты, то в ней образуется переменный электрический ток, обуславливаемый в основном трансляторным движением микроскопических носителей электрических зарядов—ионов солей, всегда имеющих в пищевых жидкостях. Таким образом, основным физическим процессом, вследствие которого происходит поглощение энергии электромагнитных волн во время низкочастотной электропастеризации, может быть ионная проводимость жидкостей.

В процессе воздействия ионов, совершающих трансляторное движение, в молекулах растворителя происходит превращение механической энергии, затрачиваемой электрическим полем на трансляторное движение ионов, в тепловую. Совершая трансляторные (возвратно-поступательные) колебания в жидкости, ион как бы расталкивает молекулы растворителя, отдавая им избыток своей кинетической энергии, что усиливает их беспорядочное движение. Удельная мощность P_0 в $вт/см^3$, выделяющаяся при наличии трансляторных колебаний в виде тепла, равна

$$P_0 = \delta^2 \varrho,$$

где δ — плотность электрического тока;
 ϱ — среднее электросопротивление пастеризуемой жидкости.

Е. П. Виноградов [2] считает, что электрический ток низкой частоты не оказывает никаких специфических воздействий на микроорганизмы, имеющиеся в пастеризуемой жидкости, значит, основным губительным для них фактором воздействия в данном случае является температурновременной фактор, как и при других известных способах тепловой пастеризации. Следовательно, эффект электропастеризации будет достаточным, если критерий Пастера будет больше или равен единице.

Таким образом, одним из основных вопросов, которые необходимо решать при конструировании низкочастотных электропастеризаторов прямого действия, является определение времени, необходимого для прохождения пастеризуемого продукта через аппарат. Е. Наний, исследовавший электропастеризатор прямого действия промышленной частоты, схематично представленный на рис. 124, нашел, что общее время пребывания молока в пастеризаторе может быть выражено формулой

$$\tau_0 = \frac{0,7}{\delta_{20}^2} \ln \frac{20 + t_n}{20 + t_n},$$

где t_n — температура пастеризации;
 t_n — начальная температура;
 δ_{20} — плотность тока при температуре 20°C .

Рис. 125 показывает, как изменяется температура молока в зависимости от времени пребывания его в электропастеризаторе. Опыты проведены при различных значениях плотности тока — от 0,1 до 0,3 $а/см^2$. Скорость нагрева возрастает с ростом темпера-



Рис. 124. Электропастеризатор прямого действия промышленной частоты:

1 — изоляционная рамка; 2 — графитовые электроды

туры. Это объясняется тем, что с ростом температуры увеличиваются электропроводность и плотность тока.

При движении молока по такому плоскому каналу нельзя добиться одинакового времени воздействия на все его частицы, ибо в средней части канала они движутся значительно быстрее, чем у стенок. Слишком малая скорость движения молока у стенок приводит к образованию пригара на электродах. Для предотвращения пригара рекомендуется в электродную камеру помещать

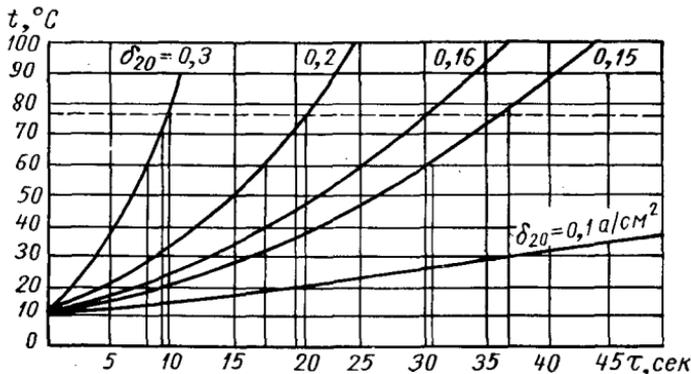


Рис. 125. Зависимость температуры молока от времени его пребывания в электропастеризаторе

винт из электроизоляционного материала. Это мероприятие повышает скорость движения пастеризуемого продукта в непосредственной близости от стенок и тем самым значительно уменьшает отложения на электродах.

Е. Наний, используя теорию пастеризации молока в потоке Г. А. Кука, получил следующую формулу для нахождения времени, необходимого для завершения пастеризации непосредственно в самом пастеризаторе:

$$\tau_{наст} = \frac{\ln(0,25 + 0,125t_n)}{\int_{60}^{t_n} \frac{dt}{(20 + t)e^{\alpha - \beta t}}}$$

Ниже приведены значения $\tau_{наст}$ для различных температур пастеризации t_n , вычисленные по этой формуле:

t_n в °С	68	70	72	74	76	78	80
$\tau_{наст}$ в сек	286,0	120,0	53,5	23,8	10,3	4,75	2,06

Кроме низкочастотных электропастеризаторов прямого действия в промышленности применяются высокочастотные пастеризаторы. По мере повышения частоты тепловой эффект трансляторных

колебаний ионов уменьшается и начинает сильнее сказываться тепловой эффект, свойственный полярным жидкостям.

Опытами Виноградова и других исследователей установлено, что эффект высокочастотной электропастеризации таких жидкостей, как молоко, чисто тепловой. Никаких специфических изменений ток высокой частоты в процесс электропастеризации не вносит, что дает право считать механизмом пастеризующего действия температуру во времени. Удельная мощность P_0 в $вт/см^3$, выделяющаяся в виде тепла, равна

$$P_0 = 0,555 \varepsilon \operatorname{tg} \varphi f E^2 10^{-12},$$

где ε — относительная диэлектрическая проницаемость жидкости;

$\operatorname{tg} \varphi$ — тангенс угла тепла;

f — частота электроколебаний;

E — напряженность поля в пищевой жидкости в $вт/см$.

Установлено, что тепловая абсорбция и степень трансформации электроэнергии в тепловую различны для различных компонентов продуктов, т. е. одни компоненты нагреваются при таких частотах, при которых другие остаются холодными.

Бактерицидный эффект высокочастотного пастеризатора может быть достигнут, если электропастеризационная установка отвечает требованиям основного закона. Только при этом

$$t_{эн} = t_{n.n} + t_s + t_{u.n},$$

где $t_{эн}$ — температура инактивирования микроорганизмов, находящихся в продукте;

$t_{n.n}$ — температура продукта после электропастеризации;

t_s — температура защитного действия;

$t_{u.n}$ — температура избирательного нагрева.

Из формулы для удельной тепловой мощности видно, что теплота увеличивается пропорционально диэлектрической постоянной продукта, частоте и квадрату напряженности электрического поля. Однако напряженность нельзя бесконечно увеличивать, так как может произойти разряд в поле конденсатора. Частоту также можно повышать до определенного предела, ибо, с одной стороны, с увеличением частоты ухудшается к. п. д. генератора и, с другой стороны, может появиться опасность неравномерного нагрева. Допустимо высокая с этой точки зрения частота может быть определена по формуле

$$f = 18,7 \frac{1}{l \sqrt{\varepsilon}},$$

где l — наибольшее удаление электродов от источника высокочастотной энергии.

По международному соглашению для диэлектрического теплового поля конденсатора установлены следующие каналы: 13,56; 27,12 и 40,68 Мгц.

Аппараты для стерилизации инфракрасными лучами

Инфракрасные лучи начинаются непосредственно за границей видимых лучей в спектре электромагнитных колебаний. Эта граница начинается с волн длиной примерно 7600 Å. В пищевой промышленности, и в частности для стерилизации жидкостей, используются волны длиной 10 000—30 000 Å.

При помощи инфракрасных лучей в настоящее время стерилизуют молоко, вина и соки. Инфракрасные стерилизаторы особенно широко распространены во Франции. В 1948 г. Кастэном был разработан аппарат «Инфра-вино» для старения вин и ликеров. Оказалось, что наряду с быстрым старением вина, обработанные в этом аппарате, становились стерильными, а в некоторых случаях улучшались и их вкусовые качества.

На рис. 126 представлена

схема аппарата Кастэна. Вино насосом 5 прокачивается через трубки из стекла «Пирекс» 6 и облучается инфракрасными лампами 4. Облучение длится 2—4 мин. За это время вино нагревается до 50—60° С, но допустим нагрев и до 80° С. Даже в этом случае вино не приобретает привкуса варки, т. е. не становится похожим на пастеризованное вино. Установка производительностью 5 гл вина в час расходует 12,5 квт. После облучения вино проходит в змеевик-теплообменник 3, где частично охлаждается, и направляется в батарею электродов 2 с электродами из чистого алюминия или из сплава алюминия и серебра. Затем вино направляется во второй змеевик 1, где охлаждается либо просто потоком холодной воды, либо с помощью холодильной машины. Обработка заканчивается осветлением и фильтрацией вина.

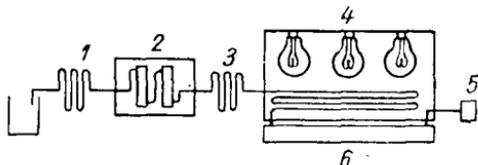


Рис. 126. Аппарат Кастэна

Инфракрасный пастеризатор для молока был осуществлен Сереном. В этом аппарате применены специальные цилиндрические лампы мощностью по 750 вт. Схема этого аппарата представлена на рис. 127. Молоко стекает по внутренней поверхности цилиндрического корпуса аппарата тонкой пленкой и нагревается за время падения до 75—85° С инфракрасными лампами, помещенными внутри цилиндра. Цилиндр снабжен откидными крышкой и дном. Дно имеет воронку с поплавковым регулятором уровня молока. Нагрев молока осуществляется за 4—5 сек. Средний расход энергии равен 1 квт·ч на 25—30 л пастеризованного молока.

Испытания этого аппарата дали очень убедительные результаты: обработанное в нем молоко изменяется меньше, чем при обычной тепловой пастеризации; накопление сливок происходит еще в бутылках; эксплуатация установки очень проста. Основным недостатком рассмотренных пастеризаторов является отсутствие

в них регенерации тепла, что приводит к излишнему расходу энергии.

Фирма «Стойц-Активатор» предложила конструкции комбинированных пастеризаторов с регенерацией тепла. Пастеризаторы

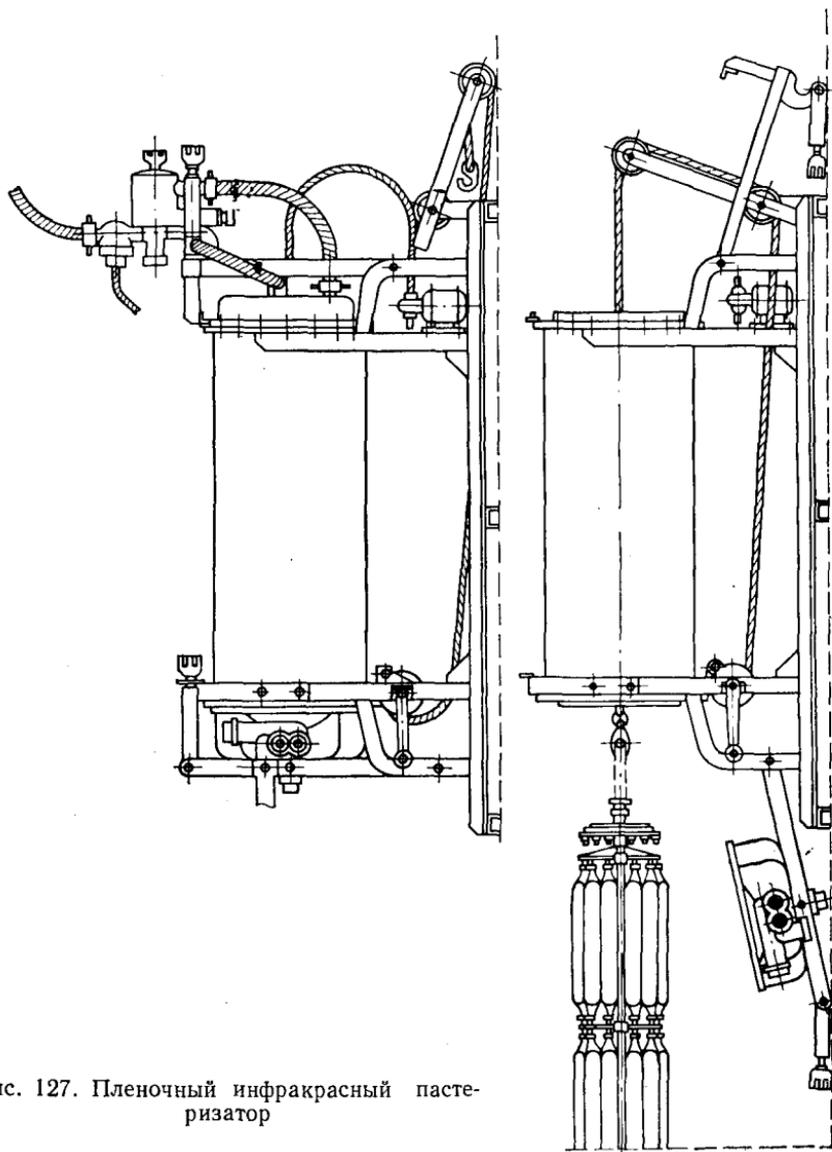


Рис. 127. Пленочный инфракрасный пастеризатор

марки IR-UV этой фирмы за последнее время получили большое распространение на молочных заводах Франции. В этих установках пастеризация молока осуществляется инфракрасными лучами,

которые получают при разогреве электрической спирали, навитой на трубы из кварцевого стекла, по которым движется молоко.

Процесс пастеризации на установках IR-UV осуществляется следующим путем. Молоко из уравнительного бака подается насосом в трубы из увиолевого стекла, где облучается ультрафиолетовыми лучами для обогащения витаминами D. Ультрафиолетовые лампы расположены между трубами и молоком. Облученное молоко направляется в регенератор тепла, выполненный из нержавеющей стальных труб двух различных диаметров. Частично подогретое в регенераторе молоко направляется в инфракрасный пастеризатор, выполненный из кварцевых труб, на которые навиты электрические спирали, являющиеся источниками инфракрасного облучения. Облученное инфракрасными лучами горячее молоко направляется обратно в регенератор, где отдает часть своего тепла нагреваемому молоку, и затем поступает для окончательного охлаждения в трубчатый охладитель. Необходимая температура пастеризации поддерживается достаточно точно благодаря тому, что нагревательная спираль разделена на несколько участков сопротивлений. В зависимости от температуры молока на выходе из пастеризационной секции могут быть включены все участки или часть из них.

Установка производительностью $5 \text{ м}^3/\text{ч}$ имеет следующие данные. Секция ультрафиолетового облучения состоит из 40 трубок с внутренним диаметром 8 мм и толщиной стенок 2 мм. Трубки скомпонованы в 10 секций по 4 шт. в каждой. Секции соединены параллельно, а трубки в каждой секции — последовательно. Длина каждой из трубок 1500 мм. В секции установлено 10 ультрафиолетовых ламп общей мощностью 2 квт. Секция инфракрасного облучения состоит из 30 трубок диаметром 13 мм и такой же длины. Они скомпонованы в 5 секций по 6 шт. в каждой. Спираль, навитая на трубки, разделена на 4 участка сопротивлений. На первом участке 15 витков, на остальных по 5. Витки равномерно распределены по всей поверхности пастеризационной секции. Мощность секции — 90 квт. Секции регенерации и охлаждения выполнены из нержавеющей стальных труб диаметром $30,6 \times 0,8 \text{ мм}$ и $49,2 \times 1,6 \text{ мм}$. Длина труб 2050 мм. В секции регенерации 48 внутренних и наружных труб, а в секции охлаждения — 16 из которых 6 охлаждаются водой, а 10 рассолом.

Установка работает от сети напряжением 220/380 в. Молоко пастеризуется при 85°C . Коэффициент регенерации тепла составляет 80%. Для продавливания молока через аппарат требуется давление 3 бар. Потребляемая установкой мощность, включая насосы, 96 квт. Фирма выпускает аналогичные установки различной производительности — от $0,2$ до $5 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Рассмотренный способ пастеризации молока имеет неоспоримые преимущества перед тепловым способом пастеризации.

Во-первых, облучение молока ультрафиолетовыми лучами в закрытой системе стеклянных труб обогащает его витаминами D, не ухудшая качества молока. При этом под действием ультрафиолетовых лучей погибает часть микроорганизмов, чем облегчается окончательный этап пастеризации. Во-вторых, эффект, производимый инфракрасными лучами, основан на их проникновении в толщу продукта и на поглощении их продуктом, вследствие чего инфракрасные лучи играют в основном тепловую роль.

Применение кварцевых трубок, хорошо пропускающих инфракрасные лучи, предотвращает местный перегрев продукта, наблюдаемый в непосредственной близости у металлической стенки при обычном тепловом способе пастеризации. Отсутствие местного перегрева в значительной степени уменьшает интенсивность образования отложений на стенках и увеличивает продолжительность периода работы установки между чистками, а также способствует тому, что органолептические и питательные свойства молока при таком способе пастеризации ближе к свойствам натурального молока по сравнению с молоком, пастеризованным в тепловом пастеризаторе. Из сказанного видно, что пастеризация и стерилизация инфракрасными лучами в кварцевых камерах заслуживают более серьезного внимания, чем то, которое уделяется им в настоящее время. Такие аппараты необходимо создать в первую очередь для пастеризации и стерилизации вязких жидкостей с большим содержанием сухих веществ.

Для расчета инфракрасных облучательных установок можно использовать метод Н. Н. Ермоленко. Этот метод исходит из основного соотношения, справедливого для любого момента облучения:

$$\alpha F d\tau = cg dt + W_k d\tau + W_n d\tau,$$

где F — поток излучений, упавший на изделие;
 αF — поток излучений, поглощенный изделием;
 c — удельная теплоемкость изделия;
 dt — приращение температуры за время $d\tau$;
 W_k — тепловые потери с поверхности изделия путем конвекции, отнесенные к единице времени;
 W_n — тепловые потери на лучеиспускание, отнесенные к единице времени;
 g — вес изделия.

Преобразования, предложенные Ермоленко, приводят к выражению

$$\alpha E = C_k (t_r - t_b) + C_n (\theta_r^4 - \theta^4),$$

где E — энергетическая освещенность изделия;
 C_k — коэффициент конвективной теплоотдачи с поверхности изделия;
 t_r — температура изделия в °C при установившемся тепловом режиме;

- t_a — температура воздуха, окружающего изделие, в °С;
 C_n — приведенный коэффициент лучистого теплообмена между изделием и окружающей поверхностью;
 θ_r — температура изделия в °К при установившемся тепловом режиме;
 θ — температура поверхности, окружающей изделие, в °К.

Это выражение устанавливает связь между энергетической освещенностью верхней и нижней поверхностей изделия. При облучении с одной стороны члены уравнения в правой части удваиваются.

Аппараты для пастеризации и стерилизации ультрафиолетовыми лучами

Использование ультрафиолетовых лучей для облучения пищевых жидкостей с целью их стерилизации было известно давно. Так, еще в 1912 г. А. Каравья сообщал об опытах по облучению молока с целью стерилизации.

Более поздними опытами было установлено, что волны длиной при-

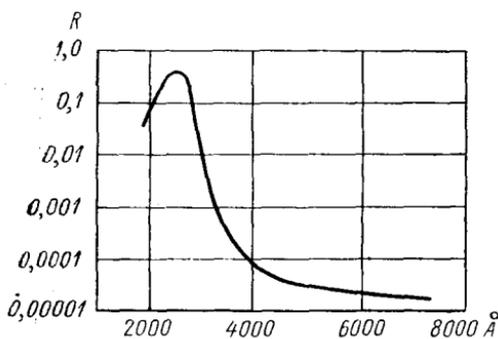


Рис. 128. Зависимость бактерицидного действия ультрафиолетовых лучей от длины волны

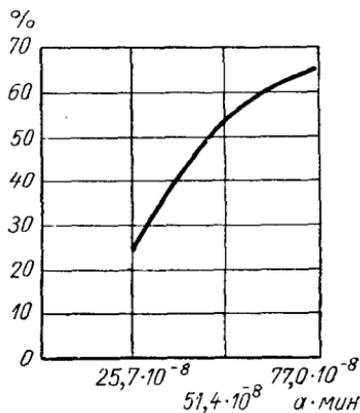


Рис. 129. Зависимость отмирания микроорганизмов от количества израсходованной энергии

мерно 2600 Å ($2,6 \times 10^{-7} \text{ м}$) обладают максимальной бактерицидной силой. Взаимосвязь между бактерицидным действием R ультрафиолетовых лучей и длиной их волн представлена на рис. 128.

Если интенсивность лучей, получаемых от источника, постоянна, то уничтожение бактерий идет пропорционально времени облучения. Количество же уничтоженных бактерий зависит от количества израсходованной энергии, то есть от произведения интенсивности лучей на время облучения.

На рис. 129 представлена зависимость отмирания микроорганизмов в 1 мл молока (ось ординат) от количества израсходованной

энергии (ось абсцисс), полученная Н. А. Головкиным и Б. И. Черняк. В их опытах облучаемое молоко стекало по внутренней поверхности цилиндра в виде пленки толщиной 0,3—0,4 мм.

При конструировании оборудования важно иметь в виду, что ультрафиолетовые лучи проникают в пищевые оптические плотные жидкости на небольшую глубину (меньше 1 мм). Это обстоятельство необходимо учитывать, ибо стерилизация будет успешной лишь тогда, когда все до единой частицы стерилизуемой жидкости будет подвергнуты облучению.

Данные, приведенные ниже, иллюстрируют эффективную глубину проникновения в молоко волн в зависимости от их длины.

Длина волн в Å	2500	2750	3000	4000	5000	6000	7000	8000
Эффективная глубина проникновения в мм	0,036	0,038	0,041	0,050	0,058	0,065	0,073	0,080

Очевидно, что обладающие бактерицидным свойством ультрафиолетовые лучи проникают в молоко на глубину менее $\frac{1}{20}$ мм. Это накладывает свой отпечаток на конструктивное решение аппаратов. Аппараты должны быть обязательно тонкослойными. Поток жидкости в них должен быть организован так, чтобы все ее частицы были облучены.

Наиболее простым конструктивным решением ультрафиолетового стерилизатора является пропуск жидкости в виде тонкой пленки, доступной для проникновения лучей необходимой длины. Примером такого решения может служить аппарат, схема которого представлена на рис. 130.

Стерилизуемый продукт, проходя через распределительное устройство I, растекается по изогнутому листу II и в виде тонкой пленки стекает вниз. Облучение продукта осуществляется ультрафиолетовой лампой III, расположенной параллельно листу II. Подача продукта осуществляется через канал 1 в камеру 2 распределительного устройства, образованную крышкой 3, прижатой при помощи пружины 4 к листу II. Из камеры 2 продукт вытекает на лист II через тонкую щель 5, имеющуюся между крышкой 3 и листом II, и растекается по листу в виде тонкой пленки.

Другой способ распределения стерилизуемого продукта в виде равномерной тонкой пленки представлен на рис. 131. Стерилизационный аппарат состоит из вращающейся камеры 6, ультрафиолетовых ламп 7, закрепленных на неподвижной трубе 4, подводного и отводного трубопроводов 3 и 9 для продукта. Вращение камеры 6 осуществляется на подшипниках 5 при помощи электродвигателя 1 и зубчатой передачи 2.

Стерилизуемый продукт по трубе 3 поступает в камеру 6 и распределяется под действием центробежной силы равномерной тонкой пленкой по ее внутренней поверхности 9. Так как кроме

инерционных сил продукт подвержен действию силы тяжести, то пленка кроме вращательного движения совершает еще и поступательное по направлению к трубе 8, через которую и отводится

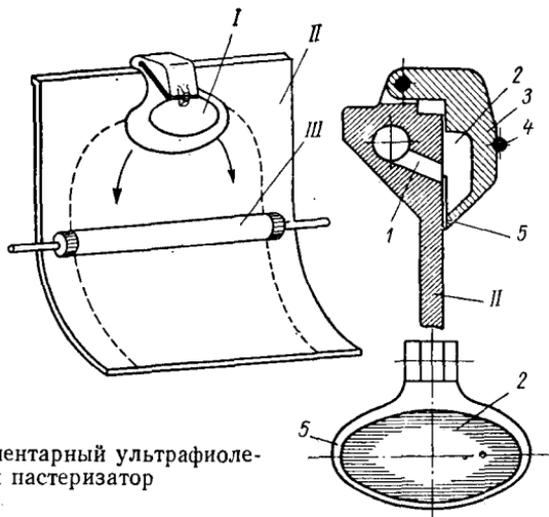


Рис. 130. Элементарный ультрафиолетовый пастеризатор

из аппарата. Продукт, продвигаясь по поверхности 9, облучается при помощи ультрафиолетовых ламп 7.

Поставленная задача — облучить все частицы стерилизуемого продукта — может быть решена и другими способами. Например,

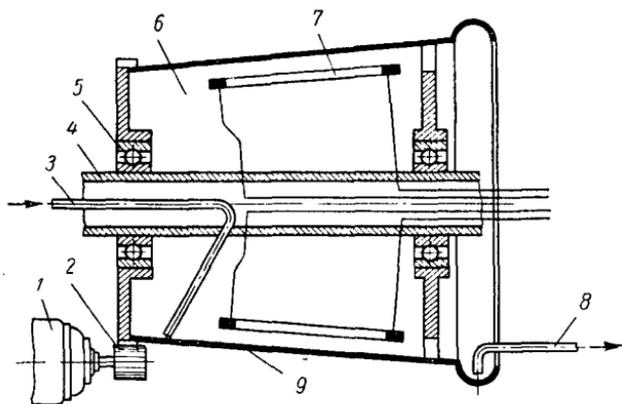


Рис. 131. Вращающийся ультрафиолетовый стерилизатор

путем облучения продукта, стекающего в виде тонкой пленки по внутренней стенке вертикального цилиндра, или путем достижения максимального перемешивания облучаемых частиц. Последнее может быть осуществлено при движении продукта между

волнистыми прозрачными пластинами или по кварцевым трубам при числах Рейнольдса более 10 000.

При ультрафиолетовой стерилизации необходимо иметь в виду, что ультрафиолетовые лучи с длиной волн менее 2000 Å из кислорода воздуха образуют озон, активно взаимодействующий с составными частями облучаемого продукта, что нередко приводит к ухудшению его вкусовых качеств. Во избежание возможности приобретения облучаемым продуктом вкусовых пороков лучше всего для облучения ультрафиолетовыми лучами использовать закрытые аппараты, а стерилизуемый продукт подвергать предварительной деаэрации в специальных вакуумных камерах.

При ультрафиолетовой стерилизации питательная ценность таких малостойких продуктов, как молоко, почти не изменяется. Витамины А₁, В и В₂ и каротин сохраняются полностью. Происходит некоторая потеря витамина С₁, но содержание витамина D значительно возрастает. Образование витамина D осуществляется из эргостеарина и дегидрохолестерина при длине волн от 2700 до 2900 Å.

Испытания оборудования для ультрафиолетовой стерилизации молока показали, что такие стерилизаторы весьма эффективны. Этот метод позволяет уничтожить более 99% микроорганизмов различных видов.

Хуже обстоит дело со стерилизацией ультрафиолетовыми лучами фруктовых и ягодных соков. Неоднократные попытки получить стерильный сок не увенчались успехом. Одной из причин неполной стерилизации, вероятно, является плохая проникаемость ультрафиолетовых лучей внутрь облучаемого продукта, толщина которого в опытах была не менее 0,2—0,3 мм. Однако комбинация ультрафиолетового воздействия с последующим воздействием на соки сорбиновой кислоты дает хорошие результаты.

Белорусские исследователи С. Н. Бичевая, И. Я. Овруцкая, В. С. Скрипниченко и М. С. Горбачевская изучали действие комбинированного способа на черничный, голубичный, брусничный и яблочный соки. Для достижения стерильности они рекомендуют облучать соки ультрафиолетовыми лучами в течение 6—15 сек, после чего воздействовать на них сорбиновой кислотой. Это обеспечивает стерильность сока при незначительном изменении его химического состава и органолептических свойств.

Аппараты для обработки жидкостей ионизирующим облучением

С развитием использования атомной энергии за последние пятнадцать лет созданы важнейшие предпосылки для введения новой технологии в пищевую промышленность. В настоящее время ведется огромное количество работ по применению ионизирующей радиации для консервирования пищевых продуктов.

Современный уровень знаний дает основание предположить, что поражение микроорганизмов ионизирующей радиацией происходит в результате двух видов ее воздействий.

При непосредственном воздействии поражение клетки осуществляется посредством одной или нескольких ионизаций ее жизненно важных частей.

При косвенном воздействии происходит радиоллиз воды, содержащейся в продуктах питания, в результате чего обычно образуются свободные радикалы, на базе которых возникают соединения, опасные для организма, например H_2O_2 . Токсичные вещества, подобные перекиси водорода, могут проникать в клетку и ослаблять ее жизненные функции до полного смертельного поражения.

В идеальном случае существует строго линейное соотношение между дозой облучения и количеством уничтожаемых бактерий. Этот закон справедлив до 90—95% поражения микроорганизмов. Однако наблюдаются и другие закономерности поражения бактерий.

Опытами установлено, что для достижения 100-процентной инактивации требуется увеличение дозы облучения в 3—4 раза по сравнению с 99,7—99,9-процентной. Наиболее устойчивыми к воздействию ионизирующей радиации являются спорообразующие бактерии, которые достаточно легко удаляются из таких жидкостей, как молоко, при помощи центрифугирования.

Вообще сочетание воздействий ионизирующей радиации с другими способами стерилизации дает возможность получать стерильный продукт при более мягких режимах обработки.

Необходимо отметить, что радиочувствительность любых микроорганизмов в большой степени зависит от среды, в которой они облучаются. Это видно из графика, представленного на рис. 132 [9], где по оси абсцисс отложена доза облучения, а по оси ординат — количество выживших микроорганизмов. Такое положение необходимо учитывать при разработке соответствующей аппаратуры.

Дозы облучения, необходимые для уничтожения бактерий, во многих продуктах вызывают изменения органических свойств в результате распада жиров, белков, углеводов, красящих веществ и т. д. Особенно заметны такие изменения в молоке. Они наступают при дозе облучения около 10^5 рэф, в то время как для

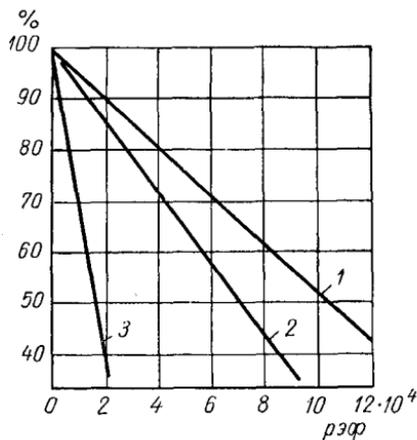


Рис. 132. Влияние окружающей среды на радиочувствительность микроорганизмов:

1 — в физиологическом растворе; 2 — в молоке; 3 — в гороховом пюре

достижения абсолютной стерилизации молока необходима доза $2,4 \cdot 10^6$ рэф (99,7-процентная инактивация достигается дозой $1,6 \cdot 10^5$ рэф, а 99-процентная $8,5 \cdot 10^4$ рэф). Таким образом, достижение полной стерильности молока может быть достигнуто ценой существенных изменений его органических свойств.

Для сохранения по возможности первоначальных свойств пищевых продуктов, стерилизуемых ионизирующей радиацией, существуют следующие меры:

предупреждение образования свободных (несвязанных) радикалов (например, замораживанием или сгущением продуктов);

отделение образующих свободных радикалов (например, облучением в присутствии инертных газов);

дистилляция летучих вкусовых молекул.

В нашей стране ведутся работы по исследованию стерилизующего действия ионизирующей радиации на плодово-ягодные соки. Л. П. Ковальская исследовала режимы стерилизации гамма-лучами компотов из различных плодов и ягод (земляники, малины, персиков, абрикосов, черной смородины, сливы, вишни, яблок и др.). Опыты показали, что стерилизующими дозами являются дозы порядка 1,5—2 млн. рад для компотов, 1,2—1,5 млн. рад для овощных консервов и 0,6—0,8 млн. рад для маринадов.

При таких дозах облучения в стерилизующихся продуктах возможны нежелательные необратимые изменения. Таких изменений не наблюдается при меньших дозах радиации, например 500 тыс. рад, но при этом не достигается полной стерильности продукта.

В связи с этим интересны данные У. Д. Брегвадзе, подвергавшего облучению три сорта яблочного сока, грушевый, апельсиновый, персиковый и мандариновый соки. Им установлено, что для достижения полной стерильности яблочного сока удобнее всего производить облучение его дозой 500 тыс. рад в присутствии сорбиновой кислоты концентрацией 50 мг/л ($0,050$ мг/см³). Полная инактивация грушевого и персикового соков может быть достигнута при 1 млн. рад и 50 мг/л сорбиновой кислоты. Брегвадзе отметил, что интенсивность окраски соков понижалась примерно на 25% вследствие некоторых необратимых реакций красящих веществ. Установлено также, что достижение полной стерильности соков при указанном способе обработки сопровождается разложением витаминов, однако после такой стерилизации соки содержат витаминов не меньше, чем после стерилизации теплом.

Основными источниками ионизирующего облучения в пищевой промышленности являются кобальт-60 и цезий-137. Кобальт-60 излучает два вида γ -лучей: мощностью 1,13 и 1,33 Мэв. Цезий-137 излучает лучи в 0,66 Мэв (Мэв = $1,6 \cdot 10^6$ эрг = $1,6 \cdot 10^{-13}$ дж = $4,45 \cdot 10^{-20}$ квт·ч; 1 квт·ч = $2,25 \cdot 10^{19}$ Мэв). Выбор типа источника излучений производят с учетом толщины и плотности облу-

чаемого продукта, а также минимальной достаточной дозы радиации.

Часто сочетают облучение с другими видами стерилизации, что в еще большей степени дает возможность снижать дозу облучения.

Рис. 133 [16] иллюстрирует проникновение ионизирующих лучей в воду (по оси абсцисс отложено расстояние от поверхности до источника облучения, а по оси ординат — максимальная ионизация).

Стерилизация облучением имеет ряд преимуществ перед другими способами обезвреживания:

очень незначительный расход стерилизующего вещества;
простота в обслуживании;

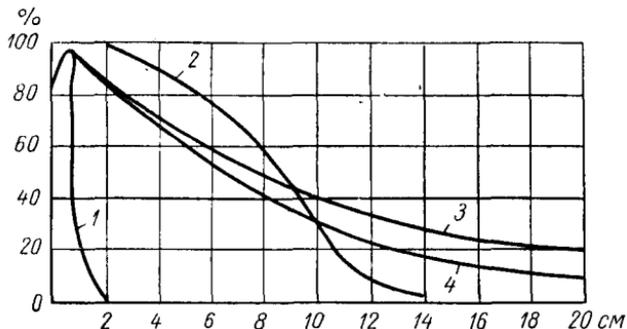


Рис. 133. Проникновение ионизирующих лучей в воду:

1 — 2 Мэв; 2 — 20 Мэв; 3 — γ-лучи кобальта-60; 4 — γ-лучи цезия-137

отсутствие отложений типа пригара, вследствие чего обеспечивается постоянство производительности в течение всего срока работы аппарата;

многочисленная работа аппарата в период между перезарядками его стерилизующим веществом.

Такие установки не требуют расхода пара, а электроэнергия нужна лишь для работы насосов. Если обеспечить работу насосов от неэлектрических двигателей (что вполне реально), то эти установки окажутся просто незаменимыми для районов с дорогой тепловой и электрической энергией.

Для облучения текущих сред довольно простой по конструкции аппарат (рис. 134) предложил Моррис. Весь аппарат состоит из трех основных частей: источника излучения 1, змеевика 3 и насоса 2. Плоский змеевик выполнен из тонкостенных металлических труб прямоугольного сечения, плотно примыкающих друг к другу. Жидкость, подлежащая облучению, прогоняется через змеевик насосом. Необходимая доза облучения обеспечивается требуемым для этого временем прохождения жидкости через змеевик. Это время, естественно, связано с количеством проходящей внутри

змеевика жидкости и его длиной. Изменение дозы облучения может быть достигнуто проще всего вариацией расхода облучаемой жидкости.

Если один и тот же аппарат предназначается для облучения различных жидкостей с различной необходимой дозой облучения, то змеевик необходимо выполнять из нескольких последовательно соединенных при помощи кранов отрезков труб.

Аппарат с вращающимся диском для стерилизации молока облучением был разработан и испытан в Массачузетском технологическом институте (США). При конструировании аппарата учитывались следующие требования: непрерывность процесса, легкость

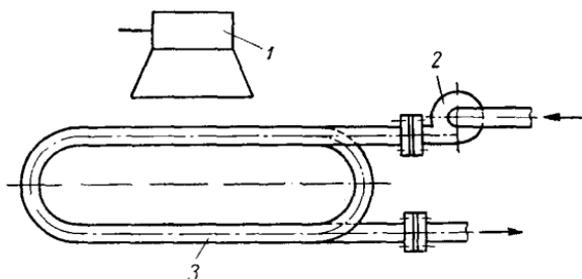


Рис. 134. Трубчатый аппарат для стерилизации ионизирующей радиацией

мойки и стерилизации, предупреждение коррозии, проникновение пучка электронных лучей и удаление привкусов. Необходимая энергия электронов создавалась главным электрическим ускорителем мощностью 0,8 Мэв. Такое облучение молока в тонком слое (около 2 мм) обеспечивало стерильность продукта.

Аппарат, сконструированный для производства стерильного сгущенного молока (рис. 135), свободного от привкусов, состоит из трех основных частей: камеры облучения, испарителя, в котором привкусы удаляются асептической дистилляцией под вакуумом и молоко стандартизуется до требуемой степени сгущения, и камеры асептического взятия пробы. В камере облучения имеется вращающийся диск, на который непрерывно поступает тонкий слой сгущенного молока. Слой молока передвигается диском через пучок электронных лучей со скоростью, которая необходима для стерилизации молока и стекания его в испаритель.

Молоко, подлежащее облучению, подается под давлением стерильного азота через стерильную резиновую трубку 2 и калиброванный ротаметр на вращающийся диск. Молоко поступает в паз на наружном крае диска глубиной 2 мм и шириной 15 мм. Диск диаметром 205 мм, изготовленный из никелированного алюминия, вращается со скоростью 1,33 об/мин внутри никелированного медного кожуха. Кожух покрыт газонепроницаемым листовым алюминием, имеющим отверстие 3 (51 × 51 мм), которое закрыто

алюминиевой фольгой и расположено непосредственно над проходящим слоем молока, подвергающимся облучению. В процессе облучения наружная поверхность отверстия находится в 152 мм от электронной трубки 5 электронного ускорителя. Слой молока

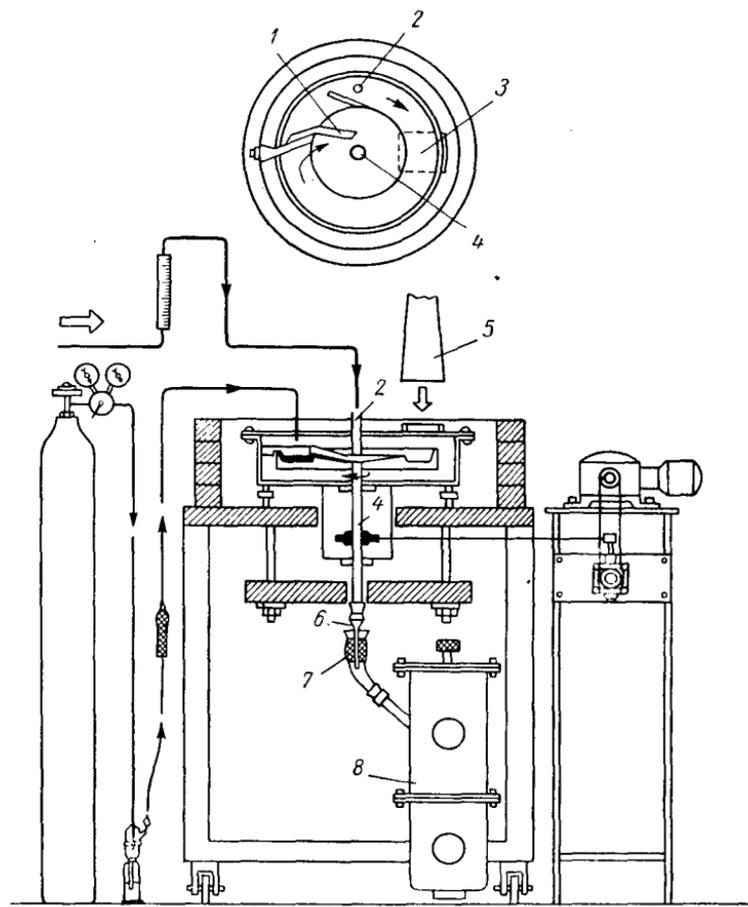


Рис. 135. Аппарат с вращающимся диском для стерилизации молока облучением

находится на расстоянии 191 мм от электронной трубки. Диск приводится в движение электродвигателем. Диск пронсит молоко через пучок электронных лучей к гибкому скребковому, пожу 1, изготовленному из полимерного материала тайгон, который направляет молоко с диска через никелевую трубку 4, трубку из тайгона 6 и стерильную вату 7 в испаритель 8.

Камера облучения поддерживается в горизонтальном положении уравнивательными винтами, хорошо экранирована свинцовыми пластинами и листами и смонтирована на передвижной установке.

Аппараты для обработки жидкостей ультразвуком

В 1904 г. С. Северин впервые открыл, что в основе бактерицидного действия колебаний жидкости лежит разрушение клеточных структур гидромеханическими силами. С 1927 г. во многих странах ведутся попытки использовать это явление для уничтожения микроорганизмов, обитающих в пищевых жидкостях.

Чемберс и Гейнс экспериментально установили логарифмический закон выживания микроорганизмов в поле ультразвуковых колебаний. Этот закон выражается формулой

$$N_{\tau} = N_0 e^{-k\tau},$$

где N_{τ} — количество выживших микроорганизмов;
 N_0 — их начальное количество;
 τ — время ультразвуковой обработки;
 k — коэффициент.

Н. Е. Резник [10] раскрыл смысл коэффициента и аналитически показал, что

$$-k = \frac{\lg(1 - \lambda_1)}{\Delta\tau},$$

где $\lambda_1 = \frac{q}{Q}$; Q — весь объем обрабатываемой жидкости; q — обработанная жидкость.

Резник также показал, что логарифмический закон выживания, открытый экспериментально Чемберсом и Гейнсом, является не чем иным, как законом прохождения микроорганизмов через зону эффективной обработки ультразвуком при установившейся в аппарате циркуляции, и что этот закон в равной степени может быть применен и к частицам неживой природы.

Н. Е. Резник установил, что время, необходимое для стерилизации, зависит от целого ряда факторов следующим образом:

$$\tau = \Delta\tau \frac{\lg(1 - \lambda_2) - \lg(1 - \lambda_1) + \lg \frac{N_0 - N_x}{N_0}}{\lg(1 - \lambda_2)}, \quad (52)$$

где N_x — количество убитых микроорганизмов;

$$\lambda_2 = \frac{q}{Q - (1 - q)q};$$

q — коэффициент смешения, показывающий, какая доля обработанной жидкости q , отнесенная ко всему оставшемуся объему $Q - q$, возвращается в зону эффективной обработки в каждый момент времени $\Delta\tau$.

В случае $q = 1$ имеем

$$\tau = \Delta\tau \frac{\lg \frac{N_0 - N_x}{N_0}}{\lg(1 - \lambda_1)}. \quad (53)$$

Анализ формул (52) и (53) приводит к выводу, что в аппарате периодического действия невозможно добиться полной стерилизации жидкости, ибо там $N_x = N_0$ и $\tau = \infty$. Для аппарата непрерывного действия время обработки конечно и равно

$$\tau = \Delta\tau \frac{N_x}{N_0\lambda_1}. \quad (54)$$

Таким образом, для достижения полной стерильности продукта его необходимо обрабатывать на поточном аппарате, где

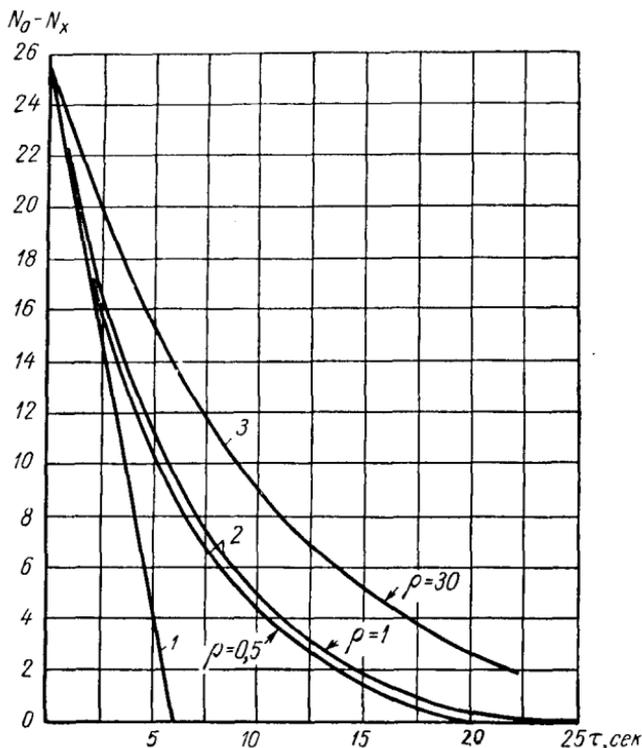


Рис. 136. Зависимость числа выживших микроорганизмов $N_0 - N_x$ от времени ультразвуковой обработки:

1 — уравнение (52); 2 — уравнение (53); 3 — уравнение (54)

обработанная жидкость не смешивается с необработанной.

На рис. 136 представлена зависимость числа выживших микроорганизмов от времени ультразвуковой обработки.

Н. Е. Резник сконструировал поточный аппарат для ультразвуковой обработки молока с целью его стерилизации. Схема такого аппарата представлена на рис. 137. Результаты испытаний

аппарата с целью определения его производительности привели к формуле

$$Q = \sqrt[3]{R\theta \frac{kg^2}{C}},$$

где $C = \frac{1}{165,6}$ — опытный коэффициент;

$R = \frac{\pi^3 r_{мин}^6 \lg \frac{r_{макс}}{r_{мин}}}{\left(\frac{r_{макс}}{r_{мин}} - 1\right)}$ — фактор, способствующий диспергированию;

$\theta = \frac{\eta (\nu_1 - \nu)}{\varphi^2 \nu^2}$ — фактор, от которого зависит диспергируемость пищевой жидкости; η — вязкость жидкости; φ — коэффициент формы микроорганизмов.

Установлено, в том числе и более поздними исследованиями, что ультразвуковые колебания в зависимости от их частоты и

мощности могут либо убивать микроорганизмы, либо, наоборот, способствовать делению клеток и размножению. При высокой степени дезинтеграции частицы клетки теряют жизнеспособность в естественных условиях, а при незначительной — сохраняют ее.

Для выживания дезинтегрированных и травмированных в поле интенсивных колебаний клеток важное значение имеют условия, в которые они попадают после ультразвуковой обработки. Сочетание ультразвуковой обработки с другими видами пастеризации или стерилизации дает возможность

гарантировать стерильность продукта при более мягких режимах обработки.

По данным Резника, для пастеризации 1 кг молока только ультразвуком достаточно израсходовать 3—3,2 квт·мин энергии.

Аппараты для пастеризации пищевых жидкостей в центробежном поле

Сравнительно недавно в Дании был предложен способ обезвреживания молока путем его обработки в центробежном поле. Такое выделение микроорганизмов вполне возможно благодаря некоторой разнице удельных весов молока и микроорганизмов.

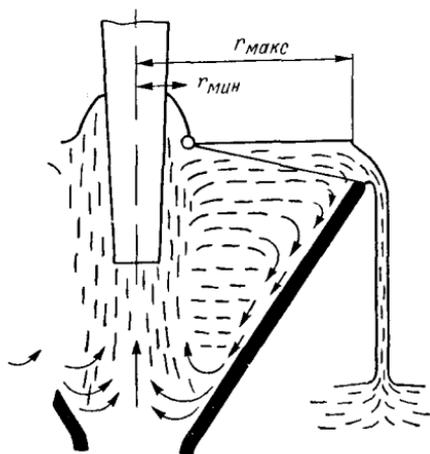


Рис. 137. Поточный ультразвуковой пастеризатор Н. Е. Резника

В настоящее время лабораторные исследования этого вопроса ведутся во многих странах, а фирма «Альфа Лаваль» выпускает уже промышленное оборудование для бактериофугирования молока. В качестве установок для бактериофугирования многократно испытывались трубчатые центрифуги и тарельчатые сепараторы. Результаты испытаний были хорошие.

Различные микроорганизмы удаляются из молока по-разному. Одни легко, а другие с большим трудом. Это зависит от удельного веса микроорганизмов, их размеров и формы.

А. Лембке сгруппировал микроорганизмы по увеличивающейся скорости их выделения следующим образом. Отдельные клетки: кокки, короткие палочки, дрожжи. Колонии: диплококки, стрептококки, стрептобактерии, стафилококки, кочкующиеся скопления.

Процесс бактериофугирования молока в трубчатых центрифугах обстоятельно исследован В. Д. Сурковым и Г. Шмидтом. Они показали, что зависимость между конечным результатом центрифугирования и начальной концентрацией бактерий может быть выражена прямой линией вида

$$y = kx + C.$$

Коэффициент k и константа C зависят от производительности центрифуги.

При некоторых условиях обработки можно удалить из воды на трубчатой центрифуге до 95% микроорганизмов.

Значительно большее число работ посвящено бактериофугированию молока на тарельчатых центрифугах. В результате исследований доказано, что такой способ очищения молока может быть эффективно использован на практике, причем в некоторых случаях из молока удается выделить до 99,9% микроорганизмов. Это весьма заманчивая перспектива, ибо при тепловой обработке молока также достигается бактерицидное действие 99,9%, но одновременно наблюдаются некоторые физико-химические изменения молока и, кроме того, в нем остаются все погибшие микроорганизмы.

Более других в области исследования процесса бактериофугирования преуспели П. Симонарт, А. Лембке и В. Д. Сурков. Ими отмечено, что для получения максимального бактерицидного действия необходимо развивать ускорение на тарельчатых центрифугах до 20 000g и более.

На степень очистки молока от микробов кроме ускорения влияет также и температура обрабатываемого молока. Результаты таких исследований при 28 000g, проделанных Лембке, приведены в табл. 17.

Из таблицы видно, что повышение температуры обрабатываемого молока способствует лучшему выделению микроорганизмов. Такое явление, вероятно, можно объяснить значительным уменьшением вязкости молока (при нагревании от 5 до 70° С она

Температура молока в °С	Содержание в молоке микроорганизмов в %
До обработки на центрифуге	
5	100
После обработки на центрифуге	
5	99,00
15	98,00
30	95,00
40	78,00
50	49,00
60	3,00
70	0,01

уменьшается почти в 5 раз). Это свойство используют на практике, сочетая тепловую обработку молока с обработкой в центробежном поле. Так, например, Лембке утверждает, что пастеризация молока

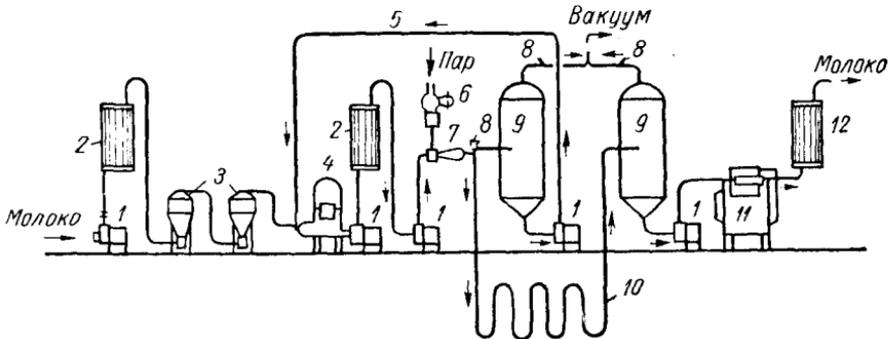


Рис. 138. Установка для стерилизации молока комбинированным способом

при температурах 61—74° С с последующим бактерифугированием при ускорении 30 000g дает возможность выделить 99,99% микроорганизмов. Симонарт добился таких же результатов при пастеризации до температуры 75° С и двукратном центрифугировании.

В настоящее время тепловая и механическая обработка молока осуществляется по разнообразным схемам. В некоторых случаях молоко после подогрева в секции регенерации тепла пластинчатой пастеризационной установки подают на центрифугу. Из центрифуги молоко направляют в пастеризатор, и далее процесс осуществляется как обычно.

Исследованиями Симонарта и его сотрудников установлено, что легче всего на центрифуге удаляются споровые бактерии. Это дает возможность значительно снизить температуры последующей тепловой стерилизации, так как известно, что режим стерилизации обратно пропорционален степени зараженности стерилизуемого продукта.

В настоящее время в некоторых странах работают установки, сочетающие последовательно несколько способов обезвреживания пищевых жидкостей. На рис. 138 представлена схема установки для стерилизации молока, сочетающая пастеризацию в пластинчатом аппарате, пастеризацию в центробежном поле, стерилизацию в контакте с паром, вакуумное охлаждение и охлаждение в пластинчатом аппарате.

Сырой продукт насосом направляется в пластинчатый аппарат 2 и там нагревается до $81-82^{\circ}\text{C}$, после чего обрабатывается в двух центробежных пастеризаторах 3, где выделяется до 99% бактерий, главным образом спорообразующих. В центрифугах продукт охлаждается приблизительно на 15° , поэтому его температура вновь доводится до $81-82^{\circ}\text{C}$ в следующем пластинчатом аппарате 2. Затем насосом высокого давления продукт подается в эжекторную стерилизационную камеру 7, где нагревается до 138°C паром, поступающим через паровой регулирующий клапан 6, и выдерживается 3—4 сек в выдерживателе 10. Далее продукт охлаждается во второй вакуумной камере 9 до $81-82^{\circ}\text{C}$ и после гомогенизации в гомогенизаторе 11 — в пластинчатом охладителе 12.

В случае нарушения режима стерилизации продукт через клапан 8 из эжектора направляется в первую вакуум-камеру 9, где охлаждается, и насосом 1 по трубе 5 возвращается в сборник 4 для повторной тепловой обработки во втором пластинчатом пастеризаторе 2 и стерилизаторе 7.

Такой способ тепловой и механической обработки жидкостей обеспечивает возможность получения продукта значительно более высокого качества и стойкости, чем после обычной пастеризации.

Продукт, обработанный таким способом, немедленно расфасовывается в пакеты тетра-пак.

ЛИТЕРАТУРА

1. Барановский Н. В. Пластинчатые теплообменники пищевой промышленности. М., Машгиз, 1962, 327 с.
2. Виноградов Е. П. Электротепловые пастеризаторы. Диссертация. Харьковский политехнический институт, 1956.
3. Гинстлинг А. М. и Барсов В. В. Теплообмен в пластинчатом аппарате с волнообразными каналами. — «Химическое машиностроение», 1959, № 6, с. 20—22.
4. Карасенко В. А. Теплоэнергетическое исследование пластинчатого электропастеризатора сопротивления. Диссертация. Харьковский политехнический институт, 1959.
5. Коваленко Л. М. Исследование теплообмена в разборных пластинчатых теплообменниках химических производств. Диссертация. Харьковский политехнический институт, 1961.
6. Крупин Г. В., Лукьянов Н. Я., Тарасов Ф. М. и др. Технологическое оборудование, предприятий молочной промышленности. М.—Л., изд. «Машиностроение», 1964. 355 с.
7. Кук Г. А. Пастеризация молока. М., Пищепромиздат, 1951. 237 с.
8. Лемаринье К. П. Асептическое консервирование пищевых продуктов. М., ЦИНТИпищепром, 1964. 47 с.
9. Петровский Е. С. и Шубин А. С. Применение атомной энергии в пищевой промышленности. М., Пищепромиздат, 1964. 398 с.
10. Резник Н. Е. Пастеризация молока механическими колебаниями. Диссертация. Московский институт мясной и молочной промышленности, 1951.
11. Флауменбаум Б. Л. Теоретические основы стерилизации консервов. Изд-во Киевского Университета им. Т. Г. Шевченко, 1960.
12. Сурков В. Д., Липатов Н. Н. и Барановский Н. В. Технологическое оборудование предприятий молочной промышленности. М., Пищепромиздат, 1962. 576 с.
13. Шибко Н. А., Немировский С. А., Рахлевский И. А. и др. Системы автоматизации пастеризационно-охладительных установок. М., ЦИНТИпищепром, 1963. 61 с.
14. Böhm J. Wärmeübergang an Platten Wärmeaustauschern. — «Kältetechnik», 1955, № 12, S. 358—362.
15. Burton H. An analysis of the performance of an ultra-high-temperature Milk sterilizing plant. — «The Journal of Dairy Research», 1958, № 2, p. 324—333.
16. Clouston J. G. Irradiation plants for industrial processing. — «Food Technology Australien», 1964, V. 16, № 1, p. 16—18, 20—21.
17. Grozier R. D., Booth J. R., Stewart J. E. Heat transfer in plate and frame exchangers. — «Chemical Engineering Progress», 1964, V. 60, № 8, p. 43—45.
18. Dummett G. A. Platten-Wärmeaustauscher. — «Dechema Monographien», T. 26, № 311—331, 168—198.
19. Jackson B. W., Groupe R. A. Laminar flow in a plate heat exchanger. — «Chemical Engineering Progress», 1964, V. 60, № 7, p. 62—65.
20. Flack P. H. The feasibility of plate heat exchangers. — «Chemical and Process Engineering», 1964, August, p. 468—472.
21. Oktavec Z. Výzkum sdílení a hydraulických odporů na modeltech pastérových desek. — «Průmysl potravin», 1964, № 12, p. 358—362.
22. Watson E. L., McKillop A. A., Dunkley W., Pery R. L. Plate heat exchangers—flow characteristics and heat transfer. — «Industrial Engineering Chemistry», 1960, V. 52, № 9, p. 733—744.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3
Глава I. Высокотемпературная обработка пищевых жидкостей	5
Назначение высокотемпературной обработки пищевых жидкостей	—
Теоретические основы высокотемпературной обработки пищевых жидкостей	7
Влияние высоких температур и охлаждения на свойства пищевых продуктов	15
Регенерация тепла в пастеризационных и стерилизационных установках	19
Глава II. Поточные аппараты с вращающимися рабочими органами	26
Общие сведения	—
Конструктивные особенности основных узлов аппаратов с вращающимися турбулизаторами	28
Аппараты с вертикальным расположением рабочего органа	30
Расчет аппаратов с вертикальным рабочим органом	33
Аппараты с горизонтальным расположением рабочего органа	35
Расчет аппаратов с горизонтальным рабочим органом	42
Глава III. Трубчатые аппараты и установки	51
Устройство и принцип действия	—
Теплоотдача и гидравлическое сопротивление трубчатых теплообменных аппаратов	54
Глава IV. Пластинчатые пастеризационно- и стерилизационно-охладительные установки	59
Конструктивные особенности и применение пластинчатых аппаратов	—
Гидродинамика пластинчатых аппаратов	88
Теплоотдача пластинчатых теплообменников	104
Влияние свойств пищевых жидкостей на теплопередачу	116
Тепловой и гидравлический расчет пластинчатых теплообменников	123
Предотвращение образования пригара на теплопередающей поверхности теплообменных аппаратов	133
Глава V. Оборудование для паровакуумной обработки пищевых жидкостей	136
Аппараты для вакуумной обработки пищевых жидкостей	—
Пароконтактные аппараты	143
Гидродинамика и теплообмен в пароконтактных аппаратах	154
Глава VI. Аппараты и установки для высокотемпературной обработки пищевых жидкостей в таре	179
Теоретические предпосылки	—
Стерилизаторы периодического действия	181
Тоннельные стерилизаторы	184
Автоматические непрерывно действующие установки	187
Влияние низкочастотных колебаний на скорость прогрева пищевых жидкостей в таре	200
Комбинированный метод высокотемпературной обработки	203

Глава VII. Аппараты и установки для новых способов пастеризации и стерилизации пищевых жидкостей	207
Электронастеризаторы	—
Аппараты для стерилизации инфракрасными лучами	211
Аппараты для пастеризации и стерилизации ультрафиолетовыми лучами	215
Аппараты для обработки жидкостей ионизирующим облучением	218
Аппараты для обработки жидкостей ультразвуком	224
Аппараты для пастеризации пищевых жидкостей в центробежном поле	226
Литература	230

Георгий Алексеевич ЕРЕСЬКО
 Алида Антоновна КИИС
 Анатолий Михайлович МАСЛОВ
 Лев Константинович НИКОЛАЕВ

ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОЙ ПАСТЕРИЗАЦИИ, СТЕРИЛИЗАЦИИ И ОХЛАЖДЕНИЯ ПИЩЕВЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Редактор издательства *Т. С. Васильева*
 Переплет художника *Н. И. Васильева*
 Технический редактор *Т. Н. Кондрот*
 Корректор *С. Г. Шистер*

Сдано в производство 26/X 1966 г.
 Подписано к печати 2/II 1967 г. М-10059
 Формат бумаги 60 × 90/16
 Бумага типографская № 2
 Печ. л. 14,5
 Уч.-изд. л. 14,3
 Тираж 3000 экз.
 Заказ № 1291
 Цена 87 коп.

Ленинградское отделение
 издательства «МАШИНОСТРОЕНИЕ»
 Ленинград, Д-65, ул. Дзержинского, 10

Ленинградская типография № 6
 Главполиграфпрома Комитета по печати
 при Совете Министров СССР
 Ленинград, ул. Моисеенко, 10