

Министерство здравоохранения и социального развития
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКАЯ ГОСУДАРСТВЕННАЯ
ХИМИКО-ФАРМАЦЕВТИЧЕСКАЯ АКАДЕМИЯ

Щенникова О.Б.

**РАСЧЕТ И ВЫБОР ОБОРУДОВАНИЯ
ХИМИКО-ФАРМАЦЕВТИЧЕСКОЙ
ПРОМЫШЛЕННОСТИ**

Часть 1

РАСЧЕТ И ВЫБОР ХИМИЧЕСКИХ РЕАКТОРОВ

*Методическое пособие по курсу
«Оборудование и основы проектирования ХФП»*

САНКТ-ПЕТЕРБУРГ
2005

УДК 66.096.542.95

Щ 53

Щенникова О. Б. Расчет и выбор оборудования химико-фармацевтической промышленности. Ч. 1. СПб.: Издательство СПХФА, 2004.— 108 с.

В данном учебно-методическом пособии рассмотрены методы расчета и выбора реакторов периодического действия, предназначенных для синтеза лекарственных субстанций. Даны рекомендации по выбору материала аппарата и типа перемешивающего устройства. Приводятся методики расчета мощности, затрачиваемой на перемешивание.

Описан порядок составления теплового баланса реактора, приведены методики расчета входящих в него величин и определения теплообменной поверхности реактора.

Методическое пособие предназначено для студентов 4 и 5 курсов факультета промышленной технологии лекарств.

Рекомендовано Координационным учебно-методическим Советом по химии при Всероссийском учебно-научно-методическом центре по непрерывному медицинскому и фармацевтическому образованию Минздрава России в качестве учебного пособия для студентов фармацевтических специальностей.

Рецензенты:

Академик Российской Академии инженерных наук д-р техн. наук,
проф. С. А. Плюшкин,
д-р техн. наук, проф. В. М. Барабаш

ISBN 5-8085-0217-9

© Санкт-Петербургская государственная
химико-фармацевтическая академия, 2005

РАСЧЕТ РЕАКТОРОВ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Реакторы — основные технологические аппараты, предназначенные для осуществления химико-технологических процессов, сочетающих химические реакции с массопереносом (диффузией).

В зависимости от способа подвода и отвода реагентов реакторы можно разделить на аппараты периодического, непрерывного и полунепрерывного действия.

В аппаратах *периодического действия* реагенты загружаются в начале технологического цикла. После определенного времени, необходимого для достижения заданной степени превращения, выгружаются продукты реакции. Изменение значений параметров технологического процесса происходит во времени. Состав и свойства реакционной массы также изменяются во времени.

Все технологические операции, протекающие в аппарате периодического действия, можно разделить на основные и вспомогательные. К основным относятся операции, в результате которых образуется новый продукт, изменяется состав системы или ее агрегатное состояние; к вспомогательным — подготовка аппарата и его содержимого к основным операциям. Таким образом, аппараты периодического действия характеризуются тем, что транспортные операции (загрузка реагентов и выгрузка продуктов) и основные технологические операции разделены во времени, т.е. основной технологический процесс в аппарате периодического действия прерывается вспомогательными операциями.

В аппарате *непрерывного действия* основной технологический процесс совмещен во времени с транспортом вещества через аппарат, т.е. на вход в аппарат непрерывно поступает поток реагентов, на выходе также непрерывно отводится поток продуктов.

Промежуточное положение занимают аппараты *полунепрерывного действия*. Реакторы этого типа характеризуются тем, что сырье поступает в аппарат непрерывно или определенными порциями через равные промежутки времени, а продукты выгружаются периодически. Возможна и непрерывная выгрузка продукта при периодической подаче сырья. Такие реакторы работают в переходном режиме. Основные параметры технологического процесса изменяются во времени.

Традиционно принято считать непрерывные процессы более прогрессивными. К их основным достоинствам можно отнести высокую степень использования аппаратуры, возможность совершенствования конструкции аппаратуры, возможность механизации и автоматизации технологического процесса. Однако периодические процессы также имеют ряд преимуществ, например: относительная простота эксплуатации

и проектирования, возможность управления качеством промежуточной продукции. Кроме того, замена периодических процессов непрерывными не всегда оказывается целесообразной, а иногда настолько труднореализуемой, что от нее приходится отказаться. Выбор организационного принципа работы реакционной аппаратуры является ответственным моментом и требует тщательного анализа всех особенностей каждого из сравниваемых вариантов в конкретных условиях.

На малотоннажных многоассортиментных производствах, к которым относится ХФП, в периодическом режиме работает до 90—95 % всего оборудования. Причинами устойчивой тенденции к сохранению периодического способа организации технологического процесса являются малый масштаб производства, непостоянство ассортимента продукции, малые скорости химических реакций, а также трудности технологического порядка и экономические соображения.

В качестве химических *реакторов периодического действия* наибольшее распространение получил аппарат емкостного типа с перемешивающим устройством и системой теплообмена. Емкостные реакторы составляют примерно 90 % всего реакторного оборудования. Они различаются по объему, конструкционному материалу, способу перемешивания и теплообмена, а также — по наличию тех или иных конструктивных элементов. В аппаратах этого типа осуществляется большинство жидкофазных химических процессов и процессов в системе газ — жидкость и жидкость — твердое тело.

Определяющим размером аппарата является его номинальный объем. Для расчета номинального объема аппарата необходимо знать суточную объемную производительность технологического цикла $V_{\text{сут}}$, которую берут из таблиц материального баланса, и продолжительность технологического цикла τ .

Продолжительность технологического цикла в реакторе периодического действия складывается из времени, затрачиваемого на проведение химической реакции, и времени, необходимого для проведения вспомогательных операций (загрузка реагентов, выведение реактора на нужный технологический режим, разгрузка и т.д.). Таким образом, весь цикл работы периодического реактора суммируется из основного $\tau_{\text{х.р}}$ и вспомогательного $\tau_{\text{всп}}$:

$$\tau = \tau_{\text{х.р}} + \tau_{\text{всп}}$$

Наличие $\tau_{\text{всп}}$, как составной части цикла, приводит к снижению производительности химического реактора (количества продукта, получаемого в единицу времени) и является одним из существенных недостатков периодических процессов.

Продолжительность технологического цикла определяют по нормам технологического режима с учетом емкости и типа оборудования в проектируемом производстве, а также возможного простоя оборудования. Обычно нормы технологического режима приводятся в виде таблиц, в которые заносят названия операций и нормы времени на их выполнение с учетом вспомогательного времени на осмотр аппарата, отбор проб и т.д. Рассмотрим основные факторы, влияющие на продолжительность процесса (табл. 1).

Нормы технологического режима

Название операции	Основной фактор, определяющий продолжительность процесса
1. Осмотр аппарата	Квалификация аппаратчика и конструкция аппарата. Сохраняется постоянной
2. Проверка на герметичность	Квалификация аппаратчика. С увеличением объема аппарата время на проверку герметичности увеличивается
3. Загрузка компонента	Диаметр наполняющего трубопровода и высота напора (для жидких продуктов). Может быть рассчитана по скорости истечения из сосуда известного диаметра
4. Нагрев	Интенсивность теплообмена (скорость нагрева составляет 1—1,5 °С в мин)
5. Выдержка	Скорость химической реакции
6. Отгонка	Интенсивность теплообмена
7. Охлаждение	Интенсивность теплообмена
8. Выгрузка реакционной массы через нижний спуск или трубу переадавливания	Диаметр выпускного отверстия, вязкость реакционной массы, давление сжатого газа (при переадавливании)

Зная время, затрачиваемое на проведение химической реакции, загрузку, выгрузку и другие вспомогательные операции, можно определить суммарную продолжительность процесса τ . Тогда, количество операций, которое должно быть проведено в течение суток для обеспечения заданной производительности α , составит:

$$\alpha = \frac{24}{\tau},$$

а количество операций, которое может быть проведено за сутки в одном аппарате β :

$$\beta = \frac{\alpha}{n},$$

где n — число установленных аппаратов.

Число операций в сутки α рекомендуется сохранять постоянным на всех стадиях производства, так как это облегчает контроль процесса и учет расходуемого сырья.

Если на стадии установлено несколько последовательно работающих аппаратов, то возникает проблема согласования времени их работы, так как продолжительность операций, осуществляемых в различных аппаратах, может не совпадать.

Допустим, что установлено три последовательно работающих аппарата: Р-1, Р-2 и Р-3. Продолжительность операции, осуществляемой в первом аппарате, равна τ_1 , во втором τ_2 , и в третьем аппарате — τ_3 .

Отобразим работу аппаратов графически: по оси y отложим номера аппаратов, по оси x — продолжительность их работы. Длина каждого отрезка равна продолжительности рабочего цикла аппарата.

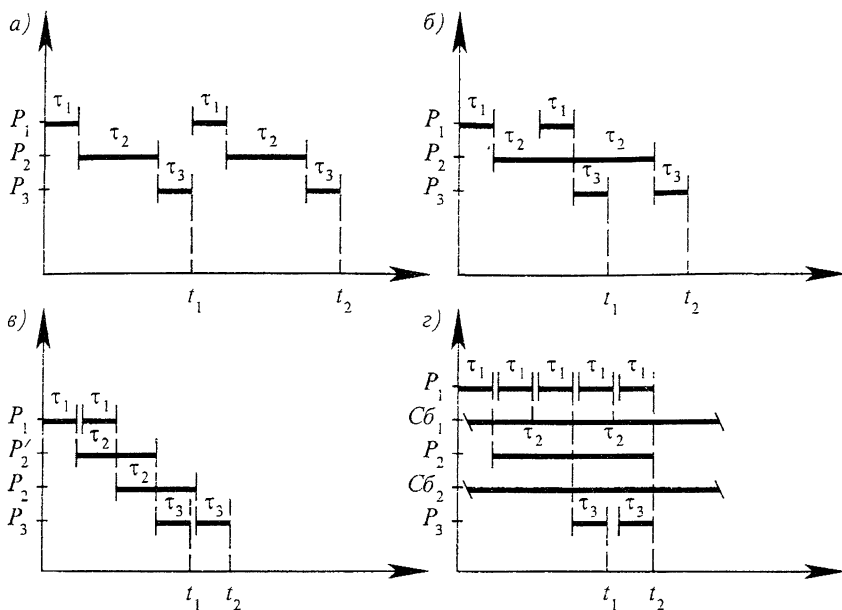


Рис. 1. Временной график функционирования химико-технологической системы периодического действия: *a* — без перекрытия технологических циклов; *б* — в оптимальном временном режиме; *в* — с параллельно соединенными аппаратами; *г* — с промежуточными емкостями

Как видно из графика (рис. 1*a*), если производство новой партии начинается только после полного завершения переработки предыдущей партии, оборудование используется неэффективно и имеется значительный резерв времени.

Для того, чтобы оборудование использовалось более эффективно, реактор $P-1$ должен включаться в работу до окончания переработки всей партии, но не сразу, а через некоторый интервал времени τ_{\max} , который равен продолжительности цикла самой «медленной» стадии (рис. 1*б*). В данном примере наиболее занятым аппаратом является $P-2$, и, следовательно, $\tau_{\max} = \tau_2$.

Необходимо помнить, что непосредственное взаимодействие реакторов осуществляется в момент перегрузки реакционной массы из одного в другой, и, следовательно, в тот момент, когда операция в реакторе $P-1$ будет завершена, реактор $P-2$ должен быть готов к приему новой партии продукта. Поэтому $P-1$ должен включаться в работу с некоторым запозданием, равным $\tau_2 - \tau_1$.

В противном случае реакционная масса должна будет находиться в реакторе $P-1$ после завершения операции до тех пор, пока не освободится $P-2$,

а это иногда абсолютно недопустимо, т.к. может произойти разложение основного вещества или другие побочные процессы, ухудшающие качество продукта или приводящие к возникновению аварийной ситуации.

Таким образом, для обеспечения согласованности работы последовательно работающих реакторов необходимо выбрать реактор, имеющий наиболее продолжительный период работы τ_{\max} , определить для него количество операций в сутки β , и принять эту величину постоянной для всего оборудования (и основного, и вспомогательного):

$$\beta = \frac{24}{\tau_2} = \text{const.}$$

Такой вариант оптимален в том случае, если время работы реакторов различается незначительно. В противном случае время простоя одного из реакторов (в данном примере это Р-1 и Р-3) может оказаться слишком велико. Для снижения простоя оборудования возможна установка на стадии не одного аппарата Р-2, а нескольких, работающих параллельно (рис. 1в). После завершения первой операции реакционная масса из аппарата Р-1 будет перегружаться в реактор Р-2, после завершения второй — в реактор Р-2₂. К моменту завершения третьей операции вновь освободится аппарат Р-2₁ и так далее.

Для согласования работы реакторов по данному принципу выбирают наименее занятый аппарат (Р-1 или Р-3), определяют для него количество операций в сутки, необходимое для обеспечения заданной производительности (α) и, приняв эту величину постоянной на всей стадии, рассчитывают количество остальных аппаратов (n), установленных в схеме до или после указанного аппарата:

$$\alpha = \beta_1 \cdot n_1 = \text{const}; n_2 = \frac{\alpha}{\beta_2}; n_3 = \frac{\alpha}{\beta_3},$$

$$\text{где: } \beta_3 = \frac{24}{\tau_3}; \beta_2 = \frac{24}{\tau_2}.$$

Полученное значение n округляют до ближайшего большего.

Таким образом, уменьшается время простоя реактора Р-1 и объем устанавливаемых реакторов, т.к. за одну операцию перерабатывается в два раза меньше вещества. Но одновременно возрастает количество аппаратов, устанавливаемых на стадии (четыре вместо трех).

При определении количества аппаратов одного назначения необходимо помнить, что оптимальное число реакторов составляет от 1 до 4 (не более 5—6), т.к. применение большего количества малопроизводительных аппаратов приводит к увеличению числа операций загрузки и выгрузки; числа точек контроля и объектов наблюдения; площади производственного помещения и т.д. При установке меньшего числа высокопроизводительных аппаратов эти недостатки устраняются, но увеличивается время простоя оборудования. Кроме того,

установка большегабаритных аппаратов приводит к усложнению некоторых монтажных и строительных работ, затрудняет контроль за протеканием технологического процесса.

Для уменьшения времени простоя реакторов также могут использоваться промежуточные емкости $Cб_1$ и $Cб_2$, обеспечивающие согласование временных режимов работы основных аппаратов (рис. 1з).

В течение интервала времени τ_2 промежуточная емкость $Cб_1$ заполняется дважды и один раз из нее отбирается реакционная масса в аппарат P_2 , за интервал времени, равный τ_2 , реакционная масса поступает в емкость $Cб_2$ один раз, а отбирается из нее два раза. Все технологические аппараты периодического действия в схеме работают почти без простоев. Очевидно также, что объемы реакционной массы должны удовлетворять следующему условию: $V_2 = 2V_1 = 2V_3$. Однако, при использовании промежуточной емкости происходит смешение различных партий продукта, что не всегда допустимо, т.к. приводит к обезличиванию партии, и, как результат, к ухудшению контроля производства и к ухудшению качества готовой продукции. В этом случае также необходимо деление реакционной массы, и следовательно, проведение дополнительной процедуры отмеривания или взвешивания промежуточного продукта.

Возможны и другие варианты аппаратурного оформления схемы. Окончательно выбрать оптимальный вариант можно только в результате решения задачи оптимизации. Результатом должно явиться нахождение оптимальных размеров оборудования и оптимального числа параллельно включенных аппаратов, вводимых в цикл работы с равномерным временным отставанием.

Пример 1. Допустим, $\tau_1 = 5$ ч, $\tau_2 = 10$ ч, $\tau_3 = 6$ ч.

Для согласования времени работы аппаратов по первому принципу (по наиболее занятому аппарату) выбираем аппарат, имеющий наибольшую продолжительность технологического цикла, т.е. P-2 и определяем для него количество операций в сутки, которые необходимо совершить для обеспечения заданной производительности:

$$\beta_2 = \frac{24}{10} = 2,4$$

Принимаем эту величину постоянной для всех аппаратов, т.е. в аппаратах P-1 и P-3 за сутки тоже будет совершаться 2,4 операции. Время простоя аппарата составит: P-1: $24 - 2,4 \cdot 5 = 12$ ч; P-3: $24 - 2,4 \cdot 6 = 9,6$ ч.

Для согласования времени работы по второму принципу (по наименее занятому аппарату) выбираем аппарат, имеющий наименьшую продолжительность технологического цикла, т.е. P-1 и также определяем для него количество операций в сутки (примем к установке один аппарат P-1, т.е. $n_1 = 1$):

$$\beta_1 = \frac{24}{5} = 4,8; \alpha = \beta_1 \cdot n_1 = 4,8 \cdot 1 = 4,8$$

Теперь определяем количество аппаратов Р-2 и Р-3, которые необходимо установить на стадии:

$$\beta_2 = \frac{24}{10} = 2,4; n_2 = \frac{\alpha}{\beta_2} = \frac{4,8}{2,4} = 2;$$

$$\beta_3 = \frac{24}{6} = 4; n_3 = \frac{4,8}{4} = 1,2 \approx 2$$

Расчет показал, что на стадии необходимо установить один аппарат Р-1, два аппарата Р-2 и два аппарата Р-3. Аппараты Р-1 и Р-2 работают бесперебойно, а аппараты Р-3 простаивают в общей сложности:

$$24 - \frac{4,8 \cdot 6}{2} = 9,6 \text{ ч, при этом}$$

количество аппаратов возросло с трех до пяти. Очевидно, что главным фактором, снижающим эффективность процесса, является необходимость установки двух аппаратов Р-3, поэтому для дальнейшей оптимизации процесса будем ориентироваться на аппарат Р-3. Принимаем $\alpha = \beta_3 \cdot n_3 = 4 \cdot 1 = 4$ и определяем количество аппаратов Р-1 и Р-2:

$$n_1 = \frac{4}{4,8} = 0,83 \approx 1; n_2 = \frac{4}{2,4} = 1,67 \approx 2$$

При таком принципе согласования количество аппаратов, которое необходимо установить на стадии, снизилось до четырех. Аппарат Р-3 работает без простоев, аппарат Р-1 простаивает:

$$24 - 4 \cdot 5 = 4 \text{ ч, аппарат Р-2: } 24 - \frac{4 \cdot 10}{2} = 4 \text{ ч,}$$

т.е. суммарное время простоя аппаратов также снизилось.

Полный объем аппарата V_a определяют с учетом коэффициента его заполнения ϕ и резерва мощности σ , компенсирующего простои оборудования по различным причинам (текущий ремонт аппаратов, зданий, коммуникаций, КИП и др.):

$$V_a = \frac{V_{\text{сут}} \left(1 + \frac{\sigma}{100} \right)}{\alpha \cdot \phi} = \frac{V_{\text{сут}} \left(1 + \frac{\sigma}{100} \right)}{\beta \cdot n \cdot \phi} \text{ м}^3,$$

где $V_{\text{сут}}$ — суточный объем реакционной массы, м³.

Для разных типов аппаратуры резерв мощности принимают в следующих пределах:

- чаны, сборники и прочие легкоремонтируемые аппараты 5—10 %;
- аппараты, работающие без давления и при относительно низких температурах 10—15 %;
- центрифуги, автоклавы, плавильные котлы и другие аппараты, имеющие быстро движущиеся детали и работающие при высоком давлении в жестких температурных условиях 15—20 %.

Обычно резерв мощности принимают по основному аппарату и сохраняют постоянным на последующих стадиях для всех аппаратов: и основных, и вспомогательных.

Значение коэффициента заполнения аппарата зависит от характера процесса, протекающего в аппарате, и принимается в интервале $0,4 \div 0,9$:

— для аппаратов, в которых в процессе работы повышается уровень реагирующих веществ, например, для аппаратов с пенообразованием, $\varphi = 0,4 \div 0,6$;

— в аппаратах с мешалками, где возможно образование при перемешивании воронки, $\varphi = 0,75 \div 0,8$;

— в остальных аппаратах, где не имеют места кипение, вспенивание и иное повышение уровня реагирующих веществ (сборники, мерники) $\varphi = 0,85 \div 0,9$.

При определении номинального объема аппарата также необходимо учитывать возможность изменения объема реакционной массы вследствие дозирования одного из компонентов в ходе технологического процесса. В этом случае задают максимальный и минимальный коэффициенты заполнения аппарата, исходя из объема перерабатываемой в аппарате реакционной массы в конечный и начальный момент времени. Максимальный коэффициент заполнения принимают в соответствии с изложенными выше рекомендациями. Минимальный коэффициент заполнения определяют, исходя из условия погружения мешалки в жидкость, т.е. в начальный момент времени уровень жидкости в аппарате ($H_{\text{ж}}$) должен быть не меньше уровня установки мешалки $h_{\text{м}}$:

$$H_{\text{ж}} \geq h_{\text{м}}.$$

Высота установки мешалки как правило приводится в каталогах. Высоту жидкости в аппарате можно определить из уравнения:

$$H_{\text{ж}} = \frac{\frac{V_{\text{сут}}}{\beta} - \frac{\pi D^3}{24}}{\frac{\pi D^2}{4}} + \frac{D}{4},$$

где: $V_{\text{сут}}$ — суточный объем реакционной массы, м^3 ;

β — число операций в сутки;

D — внутренний диаметр аппарата, м.

После определения номинального объема по каталогу выбирают аппарат с ближайшим большим объемом. Основные параметры вертикальных стальных и эмалированных реакторов приведены в приложении (таблицы I—VIII).

ВЫБОР МАТЕРИАЛА ХИМИЧЕСКИХ РЕАКТОРОВ

В химической промышленности для изготовления аппаратуры используют разнообразные материалы. Это объясняется специфичностью требований, предъявляемых к конструкционным материалам для химической аппаратуры. Применяемые для этих целей материалы должны соответствовать следующим требованиям:

- 1) иметь достаточную механическую прочность;
- 2) иметь стойкость к коррозионному воздействию перерабатываемых веществ;
- 3) обладать соответствующими физическими свойствами (например, хорошей теплопроводностью);
- 4) легко поддаваться механической обработке;
- 5) не оказывать ингибирующего или катализирующего действия в процессах, проводимых в данной аппаратуре;
- 6) не вступать в химическое взаимодействие с перерабатываемыми веществами;
- 7) быть недорогими и доступными.

По характеру применения, материалы, используемые в химической промышленности, можно разделить на две большие группы: конструкционные материалы, используемые для изготовления аппаратов, и материалы для защитных покрытий, предохраняющие аппараты от коррозии.

Ниже перечислены наиболее распространенные конструкционные материалы и защитные покрытия, применяемые для изготовления аппаратуры, перерабатывающей органические полупродукты (табл. 2).

Таблица 2

Конструкционные материалы и защитные покрытия аппаратов

Перерабатываемые вещества	Конструкционные материалы	Защитные покрытия
<i>Кислоты</i>		
Азотная кислота	Хромоникелевая сталь, хромистая сталь, керамика, стекло; при концентрации выше 70 % — алюминий	—
	Сталь, чугун	Эмаль, диабаз
Серно-азотная смесь	Сталь, хромоникелевая сталь	—

Продолжение таблицы 2

Серная кислота с концентрацией < 75 %	Сталь, чугун	Свинец, эмаль, керамика, фарфор, стекло, диабаз; до 50 % серной кислоты — резина, пластмассы
Серная кислота с концентрацией 75–100 %	Сталь, чугун	—
Олеум	Сталь	—
Соляная кислота до 10 %	Сталь, чугун	Свинец, эмаль, диабаз, пластмассы, резина
	Керамика, фарфор, стекло	—
Соляная кислота более 10 %	Сталь, чугун	Эмаль, диабаз, пластмассы, резина
	Керамика, фарфор, стекло	—
Пары HCl при $t > 160\text{ }^{\circ}\text{C}$	Сталь, хромоникелевая сталь	—
Хлорсульфоновая кислота	Сталь, чугун	—
Растворы органических сульфокислот	Сталь, чугун	Свинец, эмаль, диабаз; до 50 % — резина, пластмассы
	Керамика, фарфор, стекло	—
Растворы уксусной, муравьиной, фталсвой, малеиновой, шавелевой кислот	Сталь, чугун	Эмаль, пластмассы, резина (только для уксусной и муравьиной кислот)
	Хромоникелевая сталь, керамика, фарфор, стекло, алюминий (только для уксусной кислоты)	—
<i>Щелочи</i>		
Гидроксид натрия, калия, водные растворы аммиака, известковое молоко	Сталь, чугун; при высоких температурах — щелочестойкий чугун	—
<i>Растворы минеральных солей</i>		
Хлориды натрия, калия, кальция, цинка, аммония, сульфаты натрия и меди	Сталь, чугун	Эмаль, резина, пластмассы, свинец
	Хромоникелевая сталь, керамика, фарфор, стекло	—
Карбонат калия, нитрит натрия, сульфид натрия, железный купорос	Сталь, чугун	—
<i>Газы</i>		
Аммиак	Сталь; при высоких температурах — хромоникелевая сталь	—

Окончание таблицы 2

Хлороводород, сернистый ангидрид, сероводород сухие	Сталь, чугун	—
Хлороводород, сернистый ангидрид, сероводород влажные	Керамика, фарфор, стекло	—
	Сталь, чугун	Резина, пластмассы
<i>Органические вещества</i>		
Производные бензола и нафталина, галоидопр- изводные, амины, нитро- соединения, спирты	Сталь, чугун	—

ВЫБОР ПЕРЕМЕШИВАЮЩЕГО УСТРОЙСТВА

Традиционный тип оборудования для механического перемешивания — вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой, ось вращения которой совпадает с осью аппарата. Основными элементами аппарата являются: корпус, привод, уплотнение вала и мешалка.

Приводом перемешивающего устройства служит электродвигатель, соединенный с валом мешалки прямой или понижающей передачей.

Ввод вала в аппарат должен быть уплотнен из-за наличия избыточного давления или вакуума в аппарате. **Уплотнение вала** необходимо также при работе со взрыво-пожароопасными и токсичными средами. Оно осуществляется различными способами, зависящими от давления среды в аппарате, требуемой степени герметизации и других специфических условий, предъявляемых к тому или иному аппарату.

Чаще всего уплотнение вала производится с помощью сальника. Сальниковые уплотнения применяют в аппаратах, предназначенных для нетоксичных, нелегколетучих и невзрывоопасных сред, работающих при атмосферном давлении, избыточном давлении до 6 кгс/см² или под вакуумом с остаточным давлением не ниже 300 мм рт. ст.

Торцовые уплотнения применяют в аппаратах, предназначенных для переработки токсичных, пожароопасных и взрывоопасных сред, независимо от давления в аппарате, а также в аппаратах, работающих под вакуумом с остаточным давлением менее 300 мм рт. ст., независимо от свойств рабочей среды.

Конструктивным элементом, непосредственно предназначенным для приведения жидкости в вынужденное движение, служит **мешалка**.

ГОСТ 20680-80 регламентирует 12 типов мешалок: трехлопастная с углом наклона лопасти $\alpha = 24^\circ$; винтовая (пропеллерная); турбинная открытая; турбинная закрытая; шестилопастная, с углом наклона лопасти $\alpha = 45^\circ$; клетьевая; лопастная; шнековая; якорная; рамная; ленточная; зубчатая.

Все применяемые мешалки делят на быстроходные и тихоходные.

Быстроходные мешалки обычно применяются в аппаратах при значениях

$\Gamma \geq 1,5$ ($\Gamma = \frac{D_{\text{ап}}}{d_{\text{м}}}$, где $D_{\text{ап}}$ — внутренний диаметр аппарата, $d_{\text{м}}$ — диаметр мешалки), тихоходные — при значениях $\Gamma = 1,05 \div 1,25^1$.

¹ В эмалированной аппаратуре эти мешалки применяют также и при $\Gamma = 1,5 \div 2$.

К быстроходным относят лопастные, пропеллерные и турбинные мешалки, используемые для перемешивания жидких сред при турбулентном и переходном режимах движения жидкости.

Мешалки этой группы чаще всего работают в аппаратах с отражательными перегородками. Отражательные перегородки служат для изменения структуры поля скоростей — уменьшения окружной составляющей скорости при соответствующем увеличении осевой и радиальной составляющих. Преимущественно окружной характер движения перемешиваемой среды в аппаратах без внутренних устройств в ряде случаев ограничивает возможности интенсификации перемешивания из-за образования воронок.

Обычно отражательные перегородки представляют собой плоские пластины, установленные симметрично оси. Количество перегородок принимается равным $2\div 6$, ширина $b = \frac{1}{12} \div \frac{1}{10}$ от внутреннего диаметра аппарата. Чаще всего устанавливают 4 перегородки; для крупных аппаратов (диаметром более 4 м) рекомендуется применять большее число перегородок (6).

Перегордки могут быть расположены у самой стенки аппарата либо на некотором расстоянии от нее, под углом относительно радиуса вращения, а также иметь высоту, равную или меньшую уровня жидкости.

В аппаратах с неметаллическими покрытиями (эмалированные, гуммированные) роль отражательных перегородок выполняют отражатели, закрепляемые на крышке. Для повышения жесткости при действии гидродинамических нагрузок отражатели изготавливают из труб.

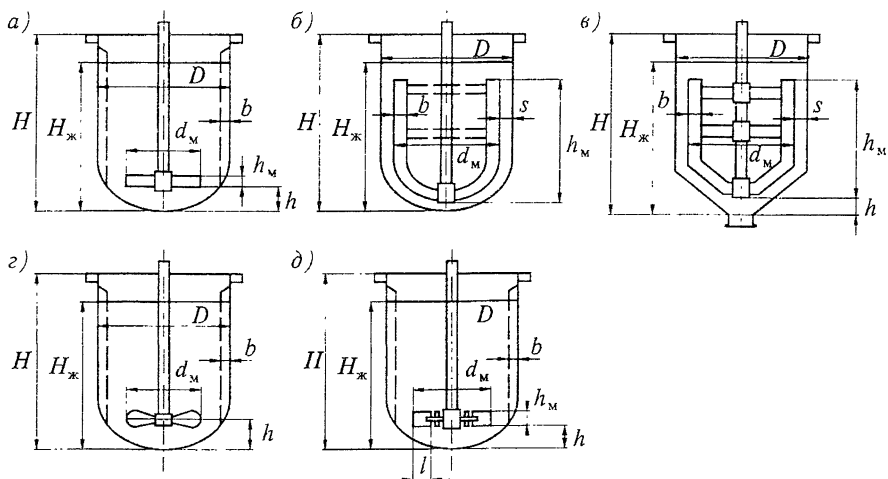


Рис. 2. Основные конструктивные типы мешалок:

a — лопастная; *б* — якорная; *в* — рамная; *г* — пропеллерная; *д* — турбинная

Конструктивные параметры и условия работы мешалок (рис. 2)

Тип мешалки	Основные параметры	Конструктивная схема	Условия работы
Лопастная	$D/d_m = 1,4 \div 1,7$ $h_m/d_m = 0,1$ $h/d_m = 0,4 \div 1,0$ $n = 50 \div 150$ об/мин	а	Перемешивание взаиморастворимых жидкостей; грубое эмульгирование; взвешивание твердых частиц в жидкой среде при их концентрации до 90 %; взвешивание волокнистых частиц; взмучивание легких осадков; медленное растворение кристаллических, аморфных и волокнистых веществ; выравнивание температуры среды; перемешивание при кристаллизации: $\mu \leq 3$ Па·с
Якорная	$D/d_m = 1,05 \div 1,3$ $h_m/d_m = 0,8 \div 1,0$ $s/d_m = 0,01 \div 0,06$ $n = 5 \div 75$ об/мин	б	Перемешивание вязких и тяжелых жидкостей; интенсификация теплообмена; предотвращение выпадения осадка на стенках и днище; взмучивание твердых частиц в вязких средах: $\mu \leq 50$ Па·с
Рамная	$D/d_m = 1,05 \div 1,3$ $b/d_m = 0,07$ $h/d_m = 0,9 \div 1,0$ $h_w/d_m = 0,01 \div 0,06$ $s/d_m = 0,01 \div 0,06$ $n = 25 \div 75$ об/мин	в	То же: $\mu \leq 10$ Па·с
Пропеллерная	$D/d_m = 3 \div 4$ $h/d_m = 0,4 \div 1$ $n = 120 \div 1050$ об/мин	г	Растворение и эмульгирование жидкостей; взвешивание твердых частиц при их концентрации до 50 %, взмучивание шламов при концентрации твердых частиц до 10 % и размере до 0,1 мм; перемешивание волокнистых материалов; выравнивание температуры; интенсификация теплообмена. $\mu \leq 4$ Па·с
Турбинная	$D/d_m = 3 \div 4$ $h_w/d_m = 0,2$ $h/d_m = 0,4 \div 1$ $l/d_m = 0,25$ $n = 120 \div 1000$ об/мин	д	Растворение и эмульгирование жидкостей, взвешивание кристаллических и аморфных твердых частиц при их концентрации до 80 %; взвешивание волокнистых частиц при их концентрации до 5 %; взмучивание твердых частиц при их концентрации до 60 % и размере до 1,5 мм; выравнивание температур; перемешивание неньютоновских жидкостей: $\mu \leq 40$ Па·с

К тихоходным мешалкам относят рамные и якорные, используемые при ламинарном движении жидкости. Они отличаются исключительно низким числом оборотов. Их окружная скорость не превышает 0,5—1,5 м/с, а число оборотов 0,33—1 об/с. Диаметр мешалок приближается к диаметру сосуда, и зазор между лопастью и стенкой сосуда обычно принимается в пределах $(0,005 \div 0,1)D$. Таким образом, при применении этих мешалок можно избежать местного перегрева жидкости (при нагреве с помощью рубашки) или осадка на дне сосуда.

Основные конструктивные параметры и область применения некоторых мешалок приведены выше (табл. 3).

МОЩНОСТЬ, ЗАТРАЧИВАЕМАЯ НА ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Приведение жидкости в вынужденное движение требует непрерывного подвода энергии. Связь между энергией, затрачиваемой в единицу времени (мощностью) и условиями перемешивания принято выражать в форме зависимости:

$$N = K_N \rho n^3 d_m^5,$$

где: N — мощность, затрачиваемая на перемешивание, Вт;

ρ — плотность среды, кг/м³;

n — скорость вращения мешалки, об/с;

d_m — диаметр мешалки, м.

Коэффициент K_N , называемый часто критерием мощности, является переменной величиной. Он зависит от типа мешалки, размеров и конструкции аппарата:

$$K_N = 3,87 \xi_m k_N,$$

где: ξ_m — коэффициент сопротивления мешалки (табл. 4);

k_N — коэффициент, связывающий мощность с характеристиками окружающего течения жидкости в аппарате.

Таблица 4

Коэффициенты гидравлических сопротивлений перемешивающих устройств

Тип мешалки	ξ_m	Тип мешалки	ξ_m
Трехлопастная	0,54	Лопастная	0,88
Турбинная открытая	8,4	Трехлопастная эмалированная	2,3
Турбинная закрытая	4,2	Лопастная эмалированная	0,88
Шестилопастная	3,0	Рамная	1,28
Клетьевая	23,5	Якорная эмалированная	1,1
Винтовая	0,56	Фрезерная	1,5

k_N учитывает основные особенности конструкции аппарата и мешалки, а также свойства перемешиваемой среды (см. приложение, рис. VII—XVII):

$$k_N = f(E_k, E_{вн}),$$

где: E_k — сопротивление перемешиваемой среды;

$E_{вн}$ — сопротивление внутренних устройств.

$$E_k = \frac{8H}{\xi_m \text{Re}^{0,25}} + 1,$$

где: H — высота уровня жидкости, м;
 D — диаметр аппарата, м;
 Re — критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\rho n d_M^2}{\mu},$$

где: μ — вязкость среды, Па·с.

Таблица 5

Коэффициенты гидравлического сопротивления внутренних устройств

Тип внутренних устройств	Схема	Соотношение размеров	Коэффициент сопротивления, ξ
Одиночный цилиндр, труба		$h/d = 1$	0,63
		2	0,68
		5	0,74
		10	0,82
		40	0,98
		∞	1,2
Одиночная пластина		$h/s = 1$	1,1
		2	1,15
		4	1,19
		10	1,29
		18	1,4
		∞	2
Пластина у стенки, отражательные перегородки		$h/b = 5 \div 10$	2
Отражатель		—	1,5
Змеевик	—	—	1,2

Установка в аппарате неподвижных внутренних устройств (отражательных перегородок, труб передавливания, отражателей и т.д.) приводит к уменьшению скорости окружного течения. Одновременно с этим происходит увеличение радиальной и осевой составляющих скорости. Распределение скорости в данном случае зависит главным образом от величины гидравлического сопротивления, оказываемого внутренними устройствами при их обтекании окружным потоком.

Таким образом, $E_{вн}$ можно выразить как:

$$E_{вн} = f(\xi_i, f_i, r_i, R),$$

где: ξ_i — коэффициент сопротивления при поперечном обтекании i -го внутреннего устройства (табл. 5);

f_i — площадь проекции i -го устройства на меридиональную (осевую) плоскость, m^2 (для трубы $f_i = hd$, для пластины $f_i = hb$, где h — глубина погружения внутреннего устройства в жидкость, b и d — ширина и диаметр, m) (табл. 6);

r_i — радиус установки i -го устройства, m ;

R — радиус аппарата.

Для аппаратов с соотношением $\Gamma = D/d_m \geq 1,5$ сопротивление внутренних устройств определяется как:

$$E_{\text{вн}} = \frac{1}{\xi_M} \sum \xi_i \frac{f_i}{R r_i},$$

для аппаратов с соотношением $\Gamma = D/d_m \leq 1,33$:

$$E_{\text{вн}} = \frac{1}{\xi_M} \sum \xi_i \frac{f_i r_i}{R^3}$$

Приведенные выше формулы справедливы при выполнении условия $\sum \xi_i f_i \leq 0,5RH$. При больших сопротивлениях внутренних устройств, если

$\sum \xi_i f_i \geq 0,5RH$, k_N рассчитывают упрощенным методом. Он заключается в расчете верхнего и нижнего пределов величины k_N по формулам:

— для мешалок с горизонтальными лопастями:

$$k_{N\text{min}} = K_{\text{вн}} v_{\text{ср}}^2$$

$$k_{N\text{max}} = \frac{\pi \lambda_T \gamma \Gamma^{2,75} v_{\text{ср}}^{1,75}}{2,2 \xi_M \text{Re}^{0,25}} + K_{\text{вн}} v_{\text{ср}}^2,$$

где $v_{\text{ср}}$ — средняя окружная скорость жидкости, m/c :

$$v_{\text{ср}} = \frac{0,33 - \sqrt{0,11 - 0,25(0,5 - K_{\text{вн}})}}{0,5 - K_{\text{вн}}}$$

$$K_{\text{вн}} = \frac{\Gamma^3}{\xi_M} \sum \xi_i \frac{f_i r_i}{R^3}$$

$$\gamma = \frac{8H}{D} + 1$$

$$\lambda_T = 0,095 \text{ при } \Gamma \geq 2; \text{ при } \Gamma < 2, \lambda_T = \frac{\Gamma}{20,35\Gamma - 19,1}.$$

— для мешалок с вертикальными лопастями:

$$v_{\text{ср}} = \frac{1}{1 + \sqrt{K_{\text{вн}}}}$$

Таблица 6

Наружные диаметры внутренних устройств

Устройство	Объем аппарата, м ³					
	≤ 0,16	0,25—1,25	1,6—3,2	4,0—10,0	12,5—25	> 25
Термометр открытой установки	12	12	12	12	12	12
Датчик рН-метра	32	32	32	32	32	32
Гильза под датчик	32	38	38	57	57	57
Барботер, труба переадавливания	38	57	57	77	77	108
Трубки заливки под слой	25	32	38	57	77	108
Рассекатель	32	38	57	77	77	108
Отражательные перегородки	D/10	D/10	D/10	D/10	D/10	D/10

При определении мощности электродвигателя $N_{\text{дв}}$ помимо мощности, затрачиваемой на приведение жидкости в вынужденное движение N , необходимо учитывать механические потери в уплотнении и редукторе:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N + N_{\text{упл}}}{\eta},$$

где $N_{\text{упл}}$ — мощность, затрачиваемая на преодоление сил трения в уплотнениях;
 η — КПД редуктора (0,85—0,9).

Мощность, теряемая при трении в уплотнениях, кВт, определяется следующим образом:

— сальник: $N_{\text{упл}} = 4\pi d_{\text{в}}^2 \delta_{\text{н}} k_{\text{тр}} P_{\text{изб}} \exp\left(\frac{0,2h_{\text{н}}}{\delta_{\text{н}}} - 1\right),$

— одинарное торцовое уплотнение: $N_{\text{упл}} = 6020 d_{\text{в}}^{1,3},$

— двойное торцовое уплотнение: $N_{\text{упл}} = 10440 d_{\text{в}}^{1,3},$

где $d_{\text{в}}$ — диаметр вала мешалки, м:

для быстроходных мешалок $d_{\text{в}} = (0,07 \div 0,09) d_{\text{м}};$

для тихоходных мешалок $d_{\text{в}} = (0,04 \div 0,05) d_{\text{м}};$

$P_{\text{изб}}$ — избыточное давление в аппарате, Па;

$k_{\text{тр}}$ — коэффициент трения (0,08—0,12);

n — число оборотов мешалки в секунду;

$\delta_{\text{н}}$ — толщина набивки сальника, м: $\delta_{\text{н}} = (0,04 \div 0,05) d_{\text{в}}^{0,5},$

$h_{\text{н}}$ — высота набивки, м: $h_{\text{н}} = (4 \div 10) \delta_{\text{н}} \approx (3 \div 5) d_{\text{в}}^{0,5}.$

ОБРАЗОВАНИЕ ЦЕНТРАЛЬНОЙ ВОРОНКИ

При вращательном движении жидкости в аппарате с мешалкой наблюдается образование центральной воронки, сопровождающееся подъемом жидкости у стенки аппарата. Если угловая скорость перемешиваемой среды высока, глубина воронки становится сопоставимой с глубиной установки мешалки или даже превышает ее. При большом радиусе поверхности воронки на уровне расположения мешалки в жидкость погружены только концы лопастей. Это равноценно уменьшению площадей лопастей и приводит к уменьшению крутящего момента, приложенного к жидкости.

Отрицательные воздействия, связанные с образованием воронки, практически исключаются, если вершина воронки располагается выше ступицы мешалки (рис. 3). Такое условие, являющееся по существу одним из требований при применении аппарата с перемешивающим устройством, можно записать следующим образом:

$$H_R - H_B \geq h_m,$$

где H_R — высота уровня жидкости у стенки аппарата, м;

H_B — глубина воронки, м;

h_m — высота размещения мешалки над днищем, м.

Для аппаратов с плоским днищем H_R определяется из соотношения:

$$H_R = \frac{V_{\text{ж}} + V_{\text{в}}}{\pi R^2},$$

где $V_{\text{ж}}$ — объем жидкости в аппарате, м³;

$V_{\text{в}}$ — объем воронки, м³;

R — внутренний радиус аппарата, м.

Для аппаратов с эллиптическими днищами:

$$H_R = h_{\text{дн}} + \frac{V_{\text{ж}} + V_{\text{в}} - V_{\text{дн}}}{\pi R^2},$$

где $h_{\text{дн}}$ — высота днища, м;

$V_{\text{дн}}$ — объем днища, м³.

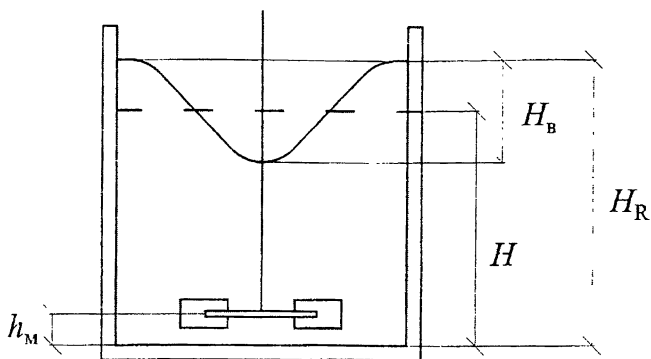


Рис. 3. Схема центральной воронки

Общая глубина и объем воронки зависят от скорости вращения и радиуса мешалки, а также от параметров распределения скорости:

$$H_B = w_0^2 r_M^2 B(H),$$

$$V_B = w_0^2 r_M^4 B(V),$$

где r_M — радиус мешалки, м;

w_0 — угловая скорость мешалки, рад/с.

$B(V)$ и $B(H)$ определяют по номограммам в зависимости от k_N (см. приложение, рис. XVIII—XIX).

Для предотвращения образования воронки в аппарат помещают отражательные перегородки, которые, так же, способствуют возникновению вихрей и увеличению турбулентности системы.

Пример 2. Рассчитать глубину воронки и проверить возможность использования мотор-редуктора мощностью 5,5 кВт, при перемешивании реакционной массы турбинной мешалкой диаметром 0,4 м и частотой вращения 3,3 об/с. Объем реактора 2 м³, диаметр реактора 1,4 м. Суточный объем реакционной массы, перерабатываемой в реакторе 2,021 м³. Количество операций в сутки 1,43. Плотность реакционной массы 1053 кг/м³, вязкость $1,275 \cdot 10^{-3}$ Па · с. В реакторе установлены гильзы под термометр и под датчик рН-метра.

Решение 1. Определяем сопротивление корпуса E_k по формуле:

$$E_k = \frac{\frac{8H}{D} + 1}{\xi_M \text{Re}^{0,25}}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho n d_M^2}{\mu} = \frac{1053 \cdot 3,3 \cdot 0,4^2}{1,275 \cdot 10^{-3}} = 436065,88$$

$$H = \frac{\frac{V_{\text{сут}} - \pi D^3}{\beta} \cdot 24}{\frac{\pi D^2}{4}} + \frac{D}{4} = \frac{2,021 - \pi(1,4)^3}{1,43 \cdot 24} + \frac{1,4}{4} = 1,04 \text{ м}$$

$\xi_m = 8,4$ (табл. 4).

$$E_k = \frac{\frac{8 \cdot 1,04}{1,4} + 1}{8,4 \cdot (436065,88)^{0,25}} = 0,032$$

2. Рассчитываем сопротивление внутренних устройств по формуле:

$$E_{\text{вн}} = \frac{1}{\xi_m} \sum \xi_i \frac{f_i}{Rr_i},$$

т.к. отношение диаметра аппарата и диаметра мешалки $\Gamma \geq 1,5$ ($\Gamma = 1,4/0,4 = 3,5$).

По условиям задачи в аппарате установлены две гильзы под термометр и датчик рН-метра. Для аппарата объемом 2 м^3 наружные диаметры этих внутренних устройств равны $d = 38 \text{ мм} = 0,038 \text{ м}$ (табл. 6).

Глубину погружения внутренних устройств в жидкость h примем равной высоте жидкости в цилиндрической части аппарата:

$$h = H - h_{\text{дн}} = H - \frac{D}{4} = 0,88 - \frac{1,4}{4} = 0,53 \text{ м}$$

Площадь проекции внутреннего устройства на осевую плоскость f :

$$f = hd = 0,53 \cdot 0,038 = 0,02014 \text{ м}^2$$

Сопротивление внутренних устройств, при $h/d = 0,53/0,038 = 13,95$, $\xi = 0,84$ (табл. 5).

Радиус аппарата $R = 0,7 \text{ м}$.

$$\sum \xi_i f_i = 0,02014 \cdot 0,84 \cdot 2 = 0,0338 < 0,5R^2 \text{ (0,36)}$$

Радиус установки внутренних устройств для аппарата объемом 2 м^3 равен $0,37 \text{ м}$.

$$\text{Тогда: } E_{\text{вн}} = 2 \cdot \frac{1}{8,4} \cdot \frac{0,84 \cdot 0,02014}{0,7 \cdot 0,37} = 0,016.$$

3. По номограмме для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 3,5$ (рис. XII), определим k_N , при значениях $E_k = 0,032$ и $E_{\text{вн}} = 0,016$: $k_N = 0,029$.

4. По номограммам (рис. XVIII—XIX) определяем $B(H)$ и $B(V)$, при $k_N = 0,029$, для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при $\Gamma = 3,5$: $B(V) = 0,145$; $B(H) = 0,056$.

5. Определим высоту H_B и объем V_B воронки по формулам:

$$H_B = w_0^2 r_M^2 B(H)$$

$$V_B = w_0^2 r_M^4 B(V)$$

$$r_M = d_M / 2 = 0,2 \text{ м}$$

$$w_0 = 2\pi n = 2\pi \cdot 3,3 = 20,73 \text{ рад/с}$$

$$H_B = 20,73^2 \cdot 0,2^2 \cdot 0,056 = 0,96 \text{ м}$$

$$V_B = 20,73^2 \cdot 0,2^4 \cdot 0,145 = 0,10 \text{ м}^3$$

6. Проверим выполнение условия:

$$H_R - H_B \geq h_M$$

$$H_R = \frac{D}{4} + \frac{\frac{V_{\text{суг}}}{\beta} + V_B - \frac{\pi D^3}{24}}{\frac{\pi D^2}{4}} = \frac{1,4}{4} + \frac{\frac{2,021}{1,43} + 0,1 - \frac{\pi(1,4)^3}{24}}{\frac{\pi(1,4)^2}{4}} = 1,1 \text{ м}$$

$$H_R - H_B = 1,1 - 0,96 = 0,14 \text{ м.}$$

Высота установки мешалки 0,37 м. Условие применимости реактора не выполняется.

7. Определим $E_{\text{вн}}$ для реактора с 4-мя отражательными перегородками, установленными у стенки аппарата.

Ширина отражательной перегородки $b = 0,1D = 1,4 \cdot 0,1 = 0,14$ м. Глубину погружения отражательной перегородки h принимаем равной высоте жидкости в цилиндрической части аппарата $h = 0,53$ м.

Площадь проекции внутреннего устройства на осевую плоскость f :

$$f = hb = 0,53 \cdot 0,14 = 0,0742 \text{ м}^2$$

Сопротивление отражательных перегородок $\xi = 2$.

$\lambda_T = 0,095$. Радиус аппарата $R = 0,7$ м. Радиус установки внутренних устройств:

$$r = R - \frac{b}{2} = 0,7 - \frac{0,14}{2} = 0,63 \text{ м}$$

$$\sum \xi_i f_i = 2 \cdot 3 \cdot 0,0742 + 0,02014 \cdot 0,84 \cdot 2 = 0,48 > 0,5RH \text{ (0,36)}$$

$$\gamma = \frac{8 \cdot 1,04}{1,4} + 1 = 6,94$$

$$K_{\text{вн}} = \frac{3,5^3}{8,4} \left(\frac{2 \cdot 4 \cdot 0,0742 \cdot 0,63 + 0,02014 \cdot 0,84 \cdot 2 \cdot 0,37}{0,7^3} \right) = 5,75$$

$$v_{\text{cp}} = \frac{0,33 - \sqrt{0,11 - 0,25(0,5 - 5,75)}}{0,5 - 5,75} = 0,164$$

$$k_N = \frac{\pi \cdot 0,095 \cdot 6,94 \cdot 3,5^{2,75} \cdot 0,164^{1,75}}{2,2 \cdot 8,4 \cdot 436065,88^{0,25}} + 5,75 \cdot 0,164^2 = 0,161$$

9. По номограммам (рис. XVIII—XIX) определяем $B(H)$ и $B(V)$, при $k_N = 0,16$, для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при $\Gamma = 3,5$: $B(V) = 0,0085$; $B(H) = 0,011$.

10. Определим высоту H_B и объем V_B воронки:

$$H_B = 20,73^2 \cdot 0,2^2 \cdot 0,011 = 0,19 \text{ м}$$

$$V_B = 20,73^2 \cdot 0,2^4 \cdot 0,0085 = 5,84 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$$

11. Проверим выполнение условия:

$$H_R - H_B \geq h_M$$

$$H_R = \frac{D}{4} + \frac{\frac{V_{\text{сут}} + V_B}{\beta} - \frac{\pi D^3}{24}}{\frac{\pi D^2}{4}} = \frac{1,4}{4} + \frac{\frac{2,021}{1,43} + 0,042 - \frac{\pi (1,4)^3}{24}}{\frac{\pi (1,4)^2}{4}} = 1,06$$

$$H_R - H_B = 1,06 - 0,19 = 0,87 \text{ м} > 0,37 \text{ м}$$

Воронка находится выше ступицы мешалки, следовательно, реактор может быть использован.

12. Определим критерий мощности K_N по формуле:

$$K_N = 3,87 \xi_m k_N$$

$$K_N = 3,87 \cdot 8,4 \cdot 0,16 = 5,2$$

13. Определим мощность, расходуемую на перемешивание жидкости, по формуле:

$$N = K_N \rho n^3 d_M^5$$

$$N = 5,2 \cdot 1053 \cdot 3,3^3 \cdot 0,4^5 = 2015 \text{ Вт}$$

14. Определим мощность, теряемую в уплотнении, по формуле для торцового уплотнения:

$$N_{\text{упл}} = 6020 d_B^{1,3}$$

Диаметр вала 50 мм = 0,05 м.

$$N_{\text{упл}} = 6020 \cdot 0,05^{1,3} = 0,7525 \text{ кВт}$$

15. Определим суммарную мощность (принимая КПД электродвигателя $\eta = 0,9$):

$$N = \frac{2015 + 752,5}{0,9} = 3075 \text{ Вт} = 3,075 \text{ кВт}$$

Полученное значение ниже, чем величина 5,5 кВт. Следовательно, мощность привода достаточна для перемешивания при установке четырех отражательных перегородок.

ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ РЕАКТОРА ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Тепловой расчет аппарата состоит из следующих этапов:

- составление теплового баланса;
- определение количества подводимого или отводимого тепла;
- определение расхода теплоносителя или хладагента;
- вычисление поверхности теплообмена.

Процессы в реакторах периодического действия протекают в нестационарных условиях. В разные промежутки времени реакторы могут работать в разных режимах, поэтому перед началом расчета следует составить температурный график процесса, т.е. разбить процесс на этапы по тепловым режимам. Далее для каждого теплового этапа (режима) составляется частный тепловой баланс. Температурный график строится в системе координат температура — время (рис. 4). Он составляется на основании данных лабораторного или опытно-промышленного регламента.

Уравнение, выражающее тепловой баланс периодического процесса, может быть представлено в общей форме:

$$\sum Q_{\text{приход}} = \sum Q_{\text{расход}}$$

$$\text{или } Q_1 \pm Q_2 \pm Q_3 = Q_4 \pm Q_5 \pm Q_6,$$

где Q_1 — начальное теплосодержание реакционной массы, кДж:

$$Q_1 = Q_1^{\text{ж}} + Q_1^{\text{ТВ}} + Q_1^{\text{Г(пар)}};$$

Q_2 — теплота, отдаваемая теплоносителем или поглощаемая хладагентом, кДж;

Q_3 — суммарный тепловой эффект процесса, кДж:

$$Q_3 = Q_{\text{х.р}} + Q_{\text{изм}},$$

$Q_{\text{х.р}}$ — суммарный тепловой эффект химических реакций, кДж;

$Q_{\text{изм}}$ — суммарный тепловой эффект изменения концентрации реагирующих веществ, кДж;

Q_4 — конечное теплосодержание реакционной массы, кДж:

$$Q_4 = Q_4^{\text{ж}} + Q_4^{\text{ТВ}} + Q_4^{\text{Г(пар)}};$$

Q_5 — теплота, расходуемая на нагрев (охлаждение) аппарата, кДж;

Q_6 — теплота (холод), теряемая аппаратом в окружающую среду, кДж.

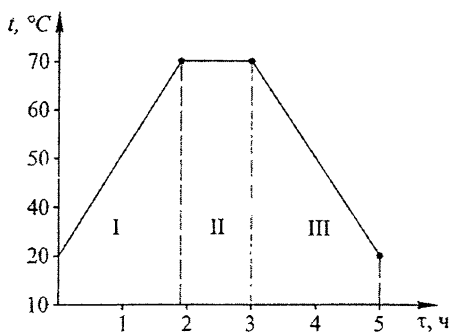


Рис. 4. Изображение температурного графика: I режим — нагрев реакционной массы; II режим — выдержка; III режим — охлаждение

Тепловой баланс рассчитывается на одну операцию.

Если процесс сопровождается кипением реакционной массы или отгонкой какого-либо из компонентов, в правую часть уравнения теплового баланса добавляется количество теплоты, расходуемое на испарение $Q_{\text{исп}}$, которое рассчитывают по формуле:

$$Q_{\text{исп}} = \frac{G}{\beta n} r,$$

где G — суточная масса отгоняемого компонента, кг;

β — количество операций в сутки;

n — число аппаратов;

r — удельная теплота парообразования отгоняемого компонента, кДж/кг.

Равенство справедливо как для процессов, протекающих при нагревании, так и при охлаждении. В последнем случае Q_2 имеет отрицательную величину. Знак минус показывает на направление теплового потока (то есть на отвод теплоты).

Q_2 определяется из уравнения: $Q_2 = Q_4 + Q_5 + Q_6 - Q_1 - Q_3$.

Расчет начального и конечного теплосодержания реакционной массы Q_1 и Q_4 . Количество теплоты, поступающее в аппарат с перерабатываемыми веществами и уносимое из аппарата продуктами реакции, а также переработанными материалами, может быть определено по формуле:

$$Q_{1(4)} = \sum G_i c_i t_i,$$

где G_i — масса i -го вещества, кг;

c_i — удельная теплоемкость i -го вещества, кДж/кг · К;

t_i — температура i -го вещества, К или °С.

Величину G_i берут из данных материального баланса с учетом числа операций в сутки β и количества аппаратов n , то есть:

$$Q_{1(4)} = \frac{\sum G_i c_i t_i}{\beta n}$$

Значения температур берутся из температурного графика процесса, а теплоемкость — из справочной литературы (табл. IX—X). В справочниках приводятся значения молярной и удельной теплоемкости веществ, при $T = 298$ К.

Атомные теплоемкости элементов

Элементы	Атомные теплоемкости элементов, кДж/кг·ат·К	
	в твердом состоянии	в жидком состоянии
Углерод	7,53	11,72
Водород	9,62	17,99
Кислород	16,74	25,10
Сера	22,59	30,96
Фосфор	23,01	29,33
Фтор	20,95	29,30
Кремний	20,08	24,30
Азот	11,30	—
Бор	11,72	19,66
Остальные элементы	25,94—26,78	33,47

Молярные теплоемкости простых веществ, неорганических соединений и ионов, при других температурах, рассчитываются по формуле:

$$C_p^0 = a + bT + \frac{c'}{T},$$

а органических веществ — по формуле:

$$C_p^0 = a + bT + cT^2,$$

где C_p^0 — молярная теплоемкость при постоянном давлении, Дж/моль·К;

a, b, c, c' — коэффициенты уравнения $C_p^0 = f(T)$;

T — температура, К.

Значение коэффициентов a, b, c, c' находят в справочной литературе (табл. IX).

Если данные о теплоемкости сложных органических веществ в справочниках отсутствуют, ее можно рассчитать по правилу Коппа (для $T = 273$ К):

$$c = \frac{\sum c_a n}{M}, \text{ кДж/кг} \cdot \text{К},$$

где c_a — атомные теплоемкости элементов, кДж/кг · ат · К (таблица 7);

n — число одноименных атомов;

M — молярная масса соединения, г/моль.

Для того, чтобы избежать ошибок, связанных с занижением тепловых затрат из-за неточности расчета, величину теплоемкости, рассчитанную по формуле Коппа, для более высоких температур, рекомендуется увеличивать на 5—20 % (так как формула Коппа справедлива при температуре 0 °С).

Расчет теплоты, расходуемой на нагрев (охлаждение) аппарата Q_5 .

Теплота, затраченная на нагрев аппарата, определяется по формуле:

$$Q'_5 = 0,7 G_{\text{ап}} c_{\text{мат}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}),$$

где 0,7 — коэффициент, учитывающий неравномерность нагрева;

$G_{\text{ап}}$ — масса аппарата, кг;

$c_{\text{мат}}$ — теплоемкость материала, из которого изготовлен аппарат, кДж/кг · К (для стали и чугуна $c = 0,5$ кДж/кг · К);

$t_{\text{кон}}$ — средняя конечная (для данного режима) температура аппарата, °С;

$t_{\text{нач}}$ — средняя начальная (для данного режима) температура аппарата, °С.

С учетом тепла, затрачиваемого на нагрев эмали (Q''_5) и изоляции (Q'''_5):

$$Q_5 = Q'_5 + Q''_5 + Q'''_5,$$

где $Q''_5 = 0,1Q'_5$

$$Q'''_5 = 0,01Q'_5$$

В случае отсутствия данных, массу реактора можно определить по формуле:

$$G = 2300 p D^3,$$

где: p — избыточное давление в аппарате, МПа;

D — диаметр реактора, м.

Средняя температура аппарата t определяется как средняя арифметическая между температурами стенок со стороны теплоносителя ($t_{\text{ст1}}$) и обрабатываемых материалов ($t_{\text{ст2}}$):

$$t = \frac{t_{\text{ст1}} + t_{\text{ст2}}}{2}.$$

Если температура теплоносителя равна t_1 , а температура реакционной массы соответственно t_2 и известны коэффициенты теплоотдачи от более нагретой среды к стенке α_1 , коэффициент теплоотдачи от стенки к менее нагретой среде α_2 и коэффициент теплопередачи K , то температура стенок может быть определена следующим образом:

$$t_{\text{ст1}} = t_1 - \frac{K(t_1 - t_2)}{\alpha_1}; \quad t_{\text{ст2}} = t_2 + \frac{K(t_1 - t_2)}{\alpha_2}.$$

Если коэффициенты теплоотдачи горячего и холодного теплоносителя примерно равны ($\alpha_1 \approx \alpha_2$), то эта формула может быть представлена как:

$$t = \frac{t_1 + t_2}{2}.$$

Если величина α_1 в несколько раз превышает величину α_2 и термическое сопротивление самой стенки незначительно ($1/\alpha_1 \approx 0$, $\alpha_2 \approx K$), то $t = t_1$. В случае, когда $1/\alpha_2 \approx 0$ и $\alpha_1 \approx K$ $t = t_2$.

Необходимо помнить, что начальная температура на каждом последующем режиме равна конечной температуре на предыдущем режиме:

$$t_{\text{нач}}^n = t_{\text{кон}}^{n-1}$$

Если аппарат не был предварительно нагрет, то начальную температуру реактора принимают $t_{\text{нач}} = 20^\circ\text{C}$.

Расчет теплоты (холода), теряемой аппаратом в окружающую среду Q_6 . Количество теплоты, теряемое аппаратом в окружающую среду или получаемое из нее, определяют по уравнению:

$$Q_6 = F\alpha(t_{\text{нар}} - t_{\text{окр.ср}})\tau \cdot 3,6, \text{ кДж,}$$

где F — площадь поверхности аппарата, м^2 ;

τ — продолжительность процесса, ч;

3,6 — коэффициент для перевода Дж в кДж и секунд в часы;

$t_{\text{нар}}$ — температура наружной поверхности аппарата, $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{окр.ср}}$ — температура окружающей среды, $^\circ\text{C}$;

α — коэффициент теплоотдачи от стенки в окружающую среду, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$.

Коэффициент теплоотдачи α представляет собой алгебраическую сумму коэффициентов теплоотдачи конвекцией $\alpha_{\text{к}}$ и лучеиспусканием $\alpha_{\text{л}}$. При температуре ниже 200°C $\alpha_{\text{л}}$ принимают равным 0.

Коэффициент теплоотдачи определяется по формуле:

$$\alpha = 9,74 + 0,07(t_{\text{нар}} - t_{\text{окр.ср}})$$

Для уменьшения тепловых потерь, создания необходимых условий безопасности работы и защиты поверхности от коррозии наружную поверхность рубашки аппарата покрывают тепловой изоляцией.

Толщину слоя изоляции подбирают таким образом, чтобы максимальная температура на поверхности изоляции удовлетворяла следующим требованиям:

— для оборудования и трубопроводов, находящихся в помещении, при температуре теплоносителя в рубашке более 100°C — не выше 45°C ;

— для оборудования и трубопроводов, находящихся в помещении, при температуре теплоносителя в рубашке 100°C и менее — не выше 35°C ;

— для оборудования и трубопроводов, расположенных на открытом воздухе вблизи мест пребывания обслуживающего персонала — не выше 60°C ;

— при охлаждении рассолом и охлажденной водой — $5 \div 10^\circ\text{C}$.

Толщина изоляции определяется по формуле:

$$\delta = \lambda \left[\frac{t_{\text{т}} - t_{\text{окр.ср}}}{\alpha_{\text{из}}(t_{\text{из}} - t_{\text{окр.ср}})} + \left(\frac{1}{\alpha_{\text{из}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{т}}} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} \right) \right] \text{ м,}$$

где $t_{\text{т}}$ — температура теплоносителя в рубашке, $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{из}}$ — температура поверхности изоляции, $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{окр.ср}}$ — температура окружающей среды, $^\circ\text{C}$;

$\alpha_{\text{т}}$ и $\alpha_{\text{из}}$ — коэффициенты теплоотдачи от теплоносителя к стенке и от стенки (изоляции) в окружающую среду, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$;

λ — коэффициент теплопроводности изоляции, Вт/м · К (табл. 8);
 $\delta_{ст}$ — толщина стенки рубашки, м;
 $\lambda_{ст}$ — коэффициент теплопроводности материала аппарата, Вт/м·К (для стали и чугуна $\lambda = 46,5$ Вт/м·К; для нержавеющей стали 17,5 Вт/м·К; для эмали λ лежит в пределах 0,87—1,16 Вт/м·К).

Максимальная толщина изоляции 150 мм.

Таблица 8

Теплопроводность и температура применения
теплоизоляционных материалов

Наименование	Теплопроводность, λ , Вт/м·К	Предельная температура применения $t_{пр}$, °С
Асбослюда	0,137—0,145	600
Асботермит	0,116—0,133	600
Минеральная вата	0,052—0,064	600
Асбестовый шпур	$0,14 + 0,00023t_{ср}$	220
Войлок	0,046—0,058	90

Температура поверхности неизолированной части аппарата примерно равна средней температуре стенки аппарата.

Таким образом, изолированная и неизолированная части аппарата имеют различную температуру наружной поверхности, следовательно, расчет Q_6 сводится к расчету двух составляющих:

$$Q_6 = Q_6^{из} + Q_6^{неиз},$$

где: $Q_6^{из}$ — тепло, теряемое изолированной частью аппарата, кДж;

$Q_6^{неиз}$ — тепло, теряемое неизолированной частью аппарата, кДж.

Поверхность, теряющая тепло, может быть определена по формуле:

$$F \cong \left(\pi DH + \frac{\pi D^2}{2} \right) \text{ м}^2,$$

где: H — высота аппарата, м;

D — наружный диаметр рубашки, м.

Тогда поверхность изолированной части аппарата составит $\frac{2}{3} F$, а поверхность неизолированной части — $\frac{1}{3} F$.

Более точно поверхность изолированной части может быть определена как:

$$F_{из} = F_{цил} + F_{дн},$$

где: $F_{цил}$ — поверхность цилиндрической части аппарата, м²;

$F_{дн}$ — поверхность дна аппарата, м².

Поверхность конического днища рассчитывается следующим образом:

$$F_{\text{кон}} = \pi r l,$$

где: r — радиус конуса, м;

l — образующая, м.

l можно найти, зная угол конуса. Если $\alpha = 90^\circ$, то

$$l = \sqrt{\frac{r^2}{2}}.$$

Поверхность эллиптического днища может быть определена по справочной литературе в зависимости от диаметра днища. При отсутствии справочных данных поверхность эллиптического днища можно определить по формуле:

$$F_{\text{дн}} = 1,086D^2,$$

где D — наружный диаметр днища, м.

Поверхность цилиндрической части определяется по формуле:

$$F_{\text{цил}} = \pi DH_{\text{цил}}.$$

где: D — наружный диаметр рубашки (с учетом толщины стенок), м;

$H_{\text{цил}}$ — высота цилиндрической части обечайки аппарата, м.

Аналогичным образом определяется и поверхность неизолированной части:

$$F_{\text{неиз}} = F_{\text{кр}} + F_{\text{цил}},$$

где $F_{\text{кр}}$ — поверхность крышки аппарата, м².

Расчет теплового эффекта химических процессов

Тепловой эффект химических процессов складывается из теплового эффекта химических реакций и теплового эффекта изменения концентрации веществ. Тепловой эффект химических реакций представляет собой суммарное количество теплот, которое выделяется или поглощается при протекании всех химических реакций (основных и побочных). Его определяют по формуле:

$$Q_{\text{х.р}} = \frac{G_{\text{сут}}}{\beta n} \frac{1000}{M} \eta q_p,$$

где: q_p — молярный тепловой эффект реакции, кДж/моль;

$G_{\text{сут}}$ — суточное количество исходного продукта, кг;

η — выход;

1000 — переводной коэффициент для перевода кг в г;

β — количество операций в сутки;

n — число аппаратов;

M — молярная масса исходного реагирующего вещества, г/моль.

Если химическая реакция протекает на нескольких тепловых режимах, количество выделившегося тепла распределяют по режимам с учетом того, что максимальное количество теплоты выделяется в начальный момент реакции, когда концентрация реагирующих веществ наиболее велика.

Молярный тепловой эффект химической реакции чаще всего определяют по закону Гесса, который гласит, что количество тепла, выделившегося в ходе реакции, не зависит от маршрута реакции, и определяется как разность суммы теплот образования конечных и суммы теплот образования исходных продуктов:

$$q_p = \sum q_{\text{обр}}^{\text{кон}} - \sum q_{\text{обр}}^{\text{нач}}$$

С учетом стехиометрических коэффициентов:

$$aA + bB = cC + dD$$

$$q_p = dq_{\text{обр}}^D + cq_{\text{обр}}^C - aq_{\text{обр}}^A - bq_{\text{обр}}^B$$

Теплоты образования соединений могут быть найдены в справочниках физико-химических величин (таблицы IX—X). При отсутствии экспериментальных данных о теплотах образования для каких-либо соединений, их можно вычислить по теплотам сгорания соединений:

$$q_{\text{обр}} = \sum nq_a - q_{\text{сг}}$$

где: $q_{\text{сг}}$ — теплота сгорания соединения, кДж/моль;

q_a — теплота сгорания 1 г/атома элемента, кДж/г-атом;

n — число одноименных атомов в молекуле.

Теплоты сгорания элементов, входящих в состав органических соединений, могут быть взяты из приведенных ниже данных (табл. 9).

Для расчета теплоты сгорания ароматических и гетероароматических соединений может быть использован метод Караша-Свентославского.

Этот метод был основан на предположении, что в процессе сгорания органического соединения в газообразном кислороде происходит переход электронов из «группировки метана» в «группировку двуокиси углерода» с выделением количества тепла, равного 109,1 кДж/моль. Кроме того, предполагалось, что каждый заместитель изменяет значение теплоты сгорания на некоторую постоянную величину.

Таблица 9

Теплоты сгорания элементов

Элементы	q_a , кДж/г-атом
C	395,2
H	143,2
Cl	0 (22,1)
Br	0 (23,7)
I	0
O	0
N	0 (65,4)
S	290,2 (582,4)
F	173,3

Примечание. Обычно продуктами сгорания органических соединений являются газообразные CO_2 , Cl_2 , N_2 и SO_2 , жидкие H_2O и Br_2 , твердый I_2 , HF в водном растворе. Значения q_a для органических соединений, продуктами сгорания которых являются HBr , HCl , HNO_3 и H_2SO_4 , получаемые в виде водных растворов, заключены в скобки.

Для расчета было предложено следующее уравнение:

$$q_{\text{сг}} = 109,1n + \Sigma(\Delta\xi), \text{ кДж/моль},$$

где: $q_{\text{сг}}$ — теплота сгорания соединения, кДж/моль;

n — число перемещающихся при горении электронов;

Δ — тепловая поправка, учитывающая отклонение электронного распределения от распределения электронов в исходной «модели», кДж/моль. Для простых ароматических соединений и насыщенных углеводородов $\Delta = 0$ (табл. 10);

ξ — число одноименных заместителей.


Количество электронов, перемещающихся при сгорании, определяется, исходя из того, что:

1. Каждый атом углерода отдает 4 электрона, если он не связан с более электроотрицательным атомом или группой (O, S, P, Hal; NO, NO₂, SO₃H, PO₃H). Каждая связь с таким атомом или группой уменьшает количество электронов на 1.

2. Каждый атом водорода, связанный с углеродом или азотом, перемещает 1 электрон. В противном случае число электронов равно 0.

Таблица 10

Значения тепловых поправок на заместитель

Характер групп, заместителей и связей	Поправка Δ , кДж/моль	Примечание
Связь между алифатическими и ароматическими радикалами Ar—Alk	-14,7	При сгорании атомов углерода, один из которых принадлежит ароматическому, а другой алифатическому радикалу, будут перемещаться все электроны
Связь между ароматическими радикалами Ar—Ar	-27,2	Для структур, представляющих из себя конденсированные ядра, будут перемещаться все электроны, имеющиеся в этих атомах. Число тепловых поправок в случае горения соединений, представляющих собой конденсированные ядра ароматических углеводородов, равно числу «спаск» ядер
Двойная связь C=C	54,4	
Этиленовая связь C=C в цис-соединениях	69,1	
транс-соединениях	54,4	
Двойная связь в цикле 	27,2	
Связь между ароматическим радикалом и винильной или ацетиленовой группами Ar—CH=CH ₂ Ar—C≡CH	-27,2	

Ацетиленовая связь —C≡CH	193,0	
Группа —C≡C—, не связанная с атомами водорода	138,6	
Связь между первичным алифатическим радикалом и гидроксильной группой (первичные спирты) R—OH	54,4	При сгорании углерода, связанного с гидроксильной группой, перемещаются только три электрона. Не перемещается электрон, участвующий в образовании связи между углеродом и кислородом, а также электрон водорода, содержащегося в гидроксильной группе
Связь между вторичным алифатическим радикалом и гидроксильной группой (вторичные спирты) R CH—OH R'	27,2	Как в первичных спиртах
Связь между третичным алифатическим радикалом и гидроксильной группой (третичные спирты) R R"—C—OH R'	14,7	Как в первичных спиртах
Связь между ароматическим радикалом и гидроксильной группой Ar—OH	14,7	Как в первичных спиртах
Алифатические и ароматические эфиры R—O—R'	81,6	Как и в спиртах, при сгорании углерода, связанного с кислородом, перемещаются три электрона
Одна группа —C—O—C— в 1,4-диоксане	73,3	То же
Альдегидная группа в алифатических и ароматических соединениях R—CHO Ar—CHO	54,4 33,0	В углероде альдегидной группы и кетогруппы перемещаются 2 электрона

Кетогруппа в алифатических и ароматических соединениях $R-CO-R'$ $Ar-CO-Ar'$ $Ar-CO-R$	27,2 17,2 17,2	
α -Кетокислоты $\begin{array}{c} O \\ \\ R-C-COOH \end{array}$	54,4	Тепловую поправку вводят, если группа $R-CO$ связана с группой $-COOH$; в остальных случаях не требуется тепловой поправки на группу $COOH$. При сгорании углерода карбоксильной группы перемещается только один электрон
Оксикислоты $\begin{array}{c} OH \\ \\ R-C-COOH \\ \\ R' \end{array}$	27,2	Тепловую поправку вводят, если группа $R-C(OH)R'$ связана с группой $COOH$; все сказанное для кетокислот справедливо и для оксикислот
Группировка $\begin{array}{c} R-C-C-R \\ \quad \\ O \quad O \end{array}$	54,4	
Ангидриды карбоновых кислот $\begin{array}{c} R-C=O \\ \diagdown \quad / \\ O \\ / \quad \diagdown \\ R'-C=O \end{array}$ алифатические ароматические	61,8 -41,08	
Циклопропановые кольца в карбоновых кислотах $\begin{array}{c} \\ -C \\ / \quad \backslash \\ -C \quad C-COOH \\ \end{array}$	54,4	
Сложные эфиры $R-COOR'$	69,1	
Циклобутановые кольца в карбоновых кислотах $\begin{array}{c} -C- \\ \quad \\ -C-C- \\ \quad \\ -C-CH-COOH \end{array}$	54,4	
Лактоны типа $\begin{array}{c} H_2C-CH_2-CH_2-C=O \\ \quad \quad \quad \quad \\ \quad \quad \quad \quad O \end{array}$	54,4	

Первичные ароматические амины $Ar-NH_2$	27,2	В атоме углерода, связанном с аминогруппой, при сгорании перемещаются все электроны; в атоме водорода, связанном с азотом, перемещается один электрон
Первичные алифатические амины $R-NH_2$	54,4	То же
Вторичные ароматические и жирно-ароматические амины $Ar-NH-Ar'$ $Ar-NH-R$	54,4	То же
Вторичные алифатические амины $R-NH-R'$	81,6	То же
Третичные ароматические амины $Ar-N(Ar')-Ar''$	81,6	То же. Жирно-ароматические третичные амины рассматривают как третичные ароматические
Третичные алифатические амины $R-N(R')-R''$	108,9	
Связь между ароматическим радикалом и азотом в аминах	-14,7	Кроме поправки на соответствующую аминогруппу (см. выше), вводят тепловые поправки на каждую связь между ароматическим радикалом и азотом
Гидразины $-NH-N-$	27,2	
Замещенные амиды типа $R-NH-CO-R'$ $Ar-NH-CO-R$	27,2	
Азот в цикле: пиперидин пиридин пиррол хинолин	76 140 84 10	
Алифатические нитрилы $R-C\equiv N$	69,1	В атоме углерода, связанном с азотом в нитрильной группе, при сгорании перемещаются все электроны
Ароматические нитрилы $Ar-C\equiv N$	41,9	Вводятся две поправки: на связь между углеродом и группой $-CN$ и на собственно нитрильную группу

Ароматические и алифатические изонитрилы $R-N=C$	138,6	
Нитрогруппа в алифатических и ароматических соединениях $R-NO_2$	54,4	При сгорании углерода, связанного с нитрогруппой, перемещаются три электрона. Один электрон остается на азоте нитрогруппы, который восстанавливается в процессе горения
Сульфогруппа в ароматических соединениях $Ar-SO_3H$	-98,0	Сказанное о нитрогруппе справедливо и для сульфогруппы
Хлор в алифатических соединениях $R-Cl$	54,4	При сгорании в атоме углерода, связанного с галоидом, перемещаются не все электроны, а на один меньше
Хлор в ароматических соединениях $Ar-Cl$	27,2	То же
Бром в алифатических и ароматических соединениях $R-Br$	54,4	То же
Иод в ароматических и алифатических соединениях $R-I$	168	То же
Группа $-ONO_2$ в алифатических соединениях	5,9—15,5	

По формуле Караша-Свентославского определяют теплоту сгорания органических соединений в жидком состоянии.

Если же требуется вычислить теплоту сгорания органических соединений, находящихся в других агрегатных состояниях, необходимо внести соответствующие поправки на теплоты физических процессов плавления и испарения (парообразования). В этом случае теплота сгорания твердого органического соединения может быть определена по формуле:

$$q_{сг}^{тв} = q_{сг}^{ж} - q_{пл},$$

где $q_{пл}$ — теплота плавления данного соединения, кДж/моль.

Теплота сгорания газообразных или парообразных соединений определяется формулой:

$$q_{сг}^{п} = q_{сг}^{ж} + q_{исп},$$

где $q_{исп}$ — теплота испарения соединения, кДж/моль.

Теплота испарения (парообразования) $q_{исп}$ показывает, сколько необходимо тепла для того, чтобы превратить единицу массы жидкости, при данной температуре, в парообразное состояние. Различают удельную (кДж/кг) и мольную (кДж/моль) теплоту парообразования.

Для вычисления теплоты испарения веществ в зависимости от температур их кипения имеется ряд эмпирических формул. Однако формульные данные значительно расходятся с опытными. Только для некоторых неполярных и неассоциированных жидкостей формульные и опытные значения более или менее совпадают.

Теплота испарения с увеличением давления, а следовательно, и температуры кипения жидкости, уменьшается. Однако строгой математической зависимости между этими величинами нет. Поэтому, значения теплот испарения определяют опытным путем и, при тех или иных тепловых расчетах, требуемые данные берут из справочных таблиц.

При отсутствии справочных данных теплота испарения, при известной температуре кипения $T_{\text{кип}}$ (К), может быть определена по следующим формулам (в Дж/моль):

$$q_{\text{исп}} = (36,61 + 19,14 \lg T_{\text{кип}}) T_{\text{кип}}$$

$$\frac{q_{\text{исп}}}{T_{\text{кип}}} \approx 89,12 \text{ Дж/моль} \cdot \text{К}$$

Для соединений, разлагающихся ниже температуры кипения, теплота испарения (в Дж/моль) может быть определена по эмпирической формуле:

$$q_{\text{исп}} = 1005,60 \sigma,$$

где σ — сумма валентностей атомов, входящих в состав соединения (валентностью называется число химических связей, которыми данный атом связан с другими).

Теплотой плавления $q_{\text{пл}}$ называют количество тепла, необходимое для превращения единицы массы (кг, моль) твердого тела в жидкое состояние. Величины теплот плавления определяют экспериментально. Для производственных расчетов значения этих величин берут, как правило, из справочников.

Однако для приближенных расчетов удельной теплоты плавления (в Дж/моль) может быть использована формула:

$$q_{\text{пл}} = K T_{\text{пл}},$$

где: $T_{\text{пл}}$ — температура плавления, К;

K — постоянная величина, равная $10,5 \pm 2,1$ Дж/моль · К для простых веществ, $25,1 \pm 4,2$ Дж/моль · К для неорганических соединений и $54,4 \pm 12,6$ Дж/моль · К для органических соединений.

Между температурой плавления и температурой кипения существует зависимость (правило Лоренца):

$$K = \frac{T_{\text{пл}}}{T_{\text{кип}}},$$

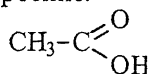
где K — постоянная, равная 0,58 для органических соединений и 0,72 для неорганических соединений.

Соответственно, для органического соединения, между теплотой испарения и теплотой плавления существует следующая зависимость (правило Трутона):

$$q_{\text{пл}} = 0,356 q_{\text{исп}}.$$

Пример 3. Определить теплоту образования уксусной кислоты CH_3COOH в газообразном состоянии по методу Караша-Свентославского.

Уксусная кислота имеет строение:



Углерод метильной группы связан с тремя атомами водорода и одним углеродным атомом, поэтому, при сгорании атома углерода перемещаются все имеющиеся у него электроны (4), а при сгорании атомов водорода — по одному электрону.

Атом углерода карбоксильной группы связан 3-мя связями с 2-мя более электроотрицательными атомами кислорода, поэтому, при сгорании будет перемещаться на 3 электрона меньше ($4 - 3 = 1$ электрон). При сгорании атома водорода, связанного с атомом кислорода, электрон не перемещается.

Тогда общее число электронов, перемещаемых при сгорании, будет равно:

$$N = 1 \cdot 4 + 3 \cdot 1 + 1 \cdot 1 = 8.$$

Поправка на карбоксильную группу $\Delta_{\text{COOH}} = 0$.

Тогда теплота сгорания соединения будет равна:

$$q_{\text{сг}} = 109,1 \cdot 8 + 0 = 872,8 \text{ кДж/моль.}$$

Для определения теплоты сгорания уксусной кислоты в газообразном состоянии необходимо учесть поправку на агрегатное состояние (теплоту испарения):

$$q_{\text{сг}}^{\Gamma} = q_{\text{сг}}^{\text{ж}} + q_{\text{исп}}.$$

Температура кипения уксусной кислоты

$$T = 118,1 + 273 = 391,1 \text{ К.}$$

Тогда, теплота испарения будет равна:

$$q_{\text{исп}} = 89,12 T_{\text{кнп}} = 89,12 \cdot 391,1 = 34854,83 \text{ Дж/моль} = 34,85 \text{ кДж/моль}$$

$$q_{\text{сг}}^{\Gamma} = 872,8 + 34,85 = 907,65 \text{ кДж/моль.}$$

Брутто-формула уксусной кислоты $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$:

$$q_{\text{обр.С}} = 395,2 \text{ кДж/моль;}$$

$$q_{\text{обр.Н}} = 143,2 \text{ кДж/моль;}$$

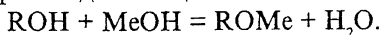
$$q_{\text{обр.О}} = 0.$$

$$q_{\text{обр}} = 2 \cdot 395,2 + 4 \cdot 143,2 - 907,65 = 455,55 \text{ кДж/моль.}$$

По справочным данным $q_{\text{обр}} = 437,02 \text{ кДж/моль.}$

Сведения о **теплотах образования солей** органических кислот, фенолятов и солей аминов в справочниках, как правило, отсутствуют. Их можно рассчитать, исходя из теплот нейтрализации, известных из опытных данных.

Для определения теплоты образования фенолята напишем уравнение взаимодействия гидроксипроизводного с щелочью:



Тогда теплота образования фенолята может быть определена по закону Гесса:

$$q_{\text{обр}}^{\text{ROME}} = q_{\text{обр}}^{\text{RON}} + q_{\text{обр}}^{\text{MeOH}} - q_{\text{обр}}^{\text{воды}} + q_{\text{н}},$$

где $q_{\text{н}}$ — теплота нейтрализации.

Теплоты нейтрализации некоторых гидроксипроизводных приведены ниже (табл. 11).

Таблица 11

Теплоты нейтрализации фенолов и нафтолов едким натром

Гидроксисоединения	Теплота реакции, кДж/моль		
	Реагенты и продукты реакции в растворе	Продукты реакции твердые	Реагенты и продукты реакции твердые
Фенол C_6H_5OH	33,52	-5,45	30,59
Фенол C_6H_5OH (взаимодействие с KOH)	34,36	4,61	51,96
Хлорфенолы ClC_6H_4OH			
орто-	38,97	52,79	—
пара-	37,29	—	—
мета-	32,68	—	—
Нитрофенолы $NO_2C_6H_4OH$			
орто-	38,97	46,51	67,04
пара-	37,29	25,98	53,21
мета-	35,20	26,40	47,35
Резорцин $C_6H_4(OH)_2$	34,36	-2,51	28,49
Пирогаллол $C_6H_3(OH)_3$	26,82	—	39,39
Нафтолы $C_{10}H_7OH$ (крист.)			
α-	11,73	—	—
β-	9,64	—	—

Аналогичным образом можно найти теплоты образования солей аминов в реакциях типа (табл. 12):

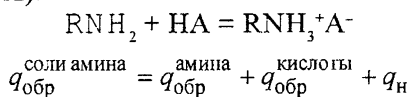


Таблица 12

Теплота нейтрализации аминов минеральными кислотами

Наименование амина	Кислота	Теплота нейтрализации, кДж/моль	
		в растворе	продукт реакции в твердом состоянии
Анилин $C_6H_5NH_2$	HCl	31,01	38,17
Анилин $C_6H_5NH_2$	HNO ₃	31,01	59,08
Анилин $C_6H_5NH_2$	CH ₃ COOH	15,92	—
Анилин $C_6H_5NH_2$	H ₂ SO ₄	35,20	—
Анилин $2C_6H_5NH_2$	H ₂ SO ₄	77,10	96,37
о-Хлоранилин $C_6H_4ClNH_2$	HCl	26,40	44,83
п-Хлоранилин $C_6H_4ClNH_2$	HCl	30,17	44,83
м-Хлоранилин $C_6H_4ClNH_2$	HCl	27,65	44,0

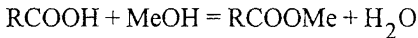
<i>n</i> -Нитроанилин C ₆ H ₄ (NO ₂)NH ₂	HCl	7,58	—
Бензидин C ₁₂ H ₁₂ N	HCl	27,65	—
Дианизидин C ₁₄ H ₁₆ O ₂ N ₂	HCl	28,07	—

Теплота нейтрализации карбоновых кислот. Карбоновые кислоты ароматического ряда принадлежат к группе слабых кислот, для которых тепловой эффект нейтрализации есть величина, колеблющаяся в весьма широких пределах и зависящая от многих факторов (табл. 13).

Таблица 13

Теплота нейтрализации карбоновых кислот

Кислота	Основание	Теплота нейтрализации, кДж/моль		
		все продукты в растворе	продукт реакции твердый	все продукты твердые
Бензойная кислота C ₆ H ₅ COOH	NaOH	57,40	54,05	73,33
Бензойная кислота C ₆ H ₅ COOH	KOH	56,98	63,27	93,86
Бензойная кислота C ₆ H ₅ COOH	NH ₃ (газ)	51,54	67,04	72,49
Бензойная кислота C ₆ H ₅ COOH	? Ca(OH) ₂	58,24	96,79	66,20
<i>o</i> -Нитробензойная кислота C ₆ H ₄ (NO ₂)COOH	NaOH	63,69	48,60	75,84
<i>n</i> -Нитробензойная кислота C ₆ H ₄ (NO ₂)COOH	NaOH	64,11	68,30	77,52
<i>m</i> -Нитробензойная кислота C ₆ H ₄ (NO ₂)COOH	NaOH	53,63	58,24	81,29
<i>o</i> -Фталевая кислота C ₆ H ₄ (COOH) ₂	NaOH	61,59	—	—
Салициловая кислота C ₆ H ₄ (OH)COOH	NaOH	53,63	63,69	82,54



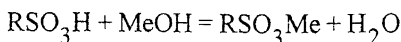
$$q_{\text{обр}}^{RCOOMe} = q_{\text{обр}}^{RCOOH} + q_{\text{обр}}^{MeOH} - q_{\text{обр}}^{\text{воды}} + q_n,$$

Теплота нейтрализации карбоновых кислот в водном растворе составляет 56,98—57,40 кДж/моль;

Электроотрицательные заместители (II рода) в ядре ароматических кислот в *орто*- и *пара*-положениях и электронодонорные (I рода) в *мета*-положении увеличивают теплоту нейтрализации на 4,19—6,29 кДж/моль. Соответствующие заместители в противоположных положениях уменьшают теплоту нейтрализации примерно на 4,19 кДж/моль.

Опытные данные о теплотах образования солей сульфокислот отсутствуют, их приходится вычислять, пользуясь несколько приближенным методом. По имеющимся в литературе данным о теплотах нейтрализации¹ сульфокислот ароматических углеводородов, они приближаются к теплотам нейтрализации таких сильных кислот, как HCl, HNO₃ и H₂SO₄. Эти кислоты, при взаимодей-

ствии с сильными основаниями NaOH, KOH и Ca(OH)₂ в водных растворах, выделяют на 1 г-экв водорода примерно одинаковое количество тепла, равное ~ 57,82—65,78 кДж (табл. 14).



$$q_{\text{обр}}^{\text{RSO}_3\text{Me}} = q_{\text{обр}}^{\text{RSO}_3\text{OH}} + q_{\text{обр}}^{\text{MeOH}} - q_{\text{обр}}^{\text{воды}} + q_{\text{H}_2\text{O}}$$

Таблица 14

Теплота нейтрализации кислот основаниями
при различной степени разбавления реагентов

Основания		Теплота нейтрализации кислот, кДж/г-экв водорода							
		HCl	HNO ₃	CH ₃ COOH	HCOOH	H ₂ SO ₄	½C ₂ H ₂ O ₄ в 4 л воды	½H ₂ S в 8 л воды	½CO ₂ в 15 л воды
		Разбавление: 1 г-экв в 2 л воды							
NaOH	1 г-экв	57,61	57,32	55,73	56,15	65,74	59,92	16,13	42,28
KOH	в 2 л	57,61	57,70	55,73	56,15	65,57	59,92	16,13	42,32
NH ₄ OH	воды	51,41	51,62	50,28	49,86	59,0	53,21	12,99	33,31
½Ca(OH) ₂	в 25 л	58,45	58,24	56,15	56,57	65,24	77,52	16,34	38,38
½Ba(OH) ₂	в 10 л	58,20	59,20	56,15	56,57	77,31	69,97	—	45,71
⅓Fe(OH) ₃		23,38	24,72	18,86	—	23,63	—	—	—
½Zn(OH) ₂	в 6 л	41,65	41,56	37,29	38,13	49,06	52,38	40,22	23,05
½Fe(OH) ₂		44,83	44,71	41,48	—	52,21	—	30,59	20,95
½Mg(OH) ₂		58,03	57,65	—	—	65,41	—	—	37,50

При расчете теплот образования комплексов и гидратов необходимо учитывать теплоты гидратации и комплексобразования, которые определяют по справочным данным.

Тепловой эффект изменения концентрации

Помимо теплового эффекта химических реакций, при расчете теплового эффекта процесса, необходимо учитывать теплоту изменения концентрации веществ при растворении или смешении.

Теплота растворения $q_{\text{раств}}$ представляет собой тепловой эффект растворения единицы массы (кг или моль) вещества в таком количестве растворителя, дальнейшее прибавление которого практически не сопровождается тепловым эффектом. Тепловой эффект практически не наблюдается после растворения 1 моль твердого вещества в количестве растворителя, большем 300 моль.

При растворении твердых веществ, если они не реагируют с растворителем, наблюдается охлаждение раствора, т.к. разрушается кристаллическая решетка, а на это требуется затрата энергии. Если же растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем, образуя сольваты (при растворении в воде — гидраты), то при этом выделяется тепло. В последнем случае

теплота растворения представляет собой сумму теплот разрушения кристаллической решетки и химического взаимодействия.

Вещества, легко образующие гидраты, имеют положительные теплоты растворения; вещества, не образующие гидраты, имеют отрицательные теплоты растворения в воде.

Зная теплоту растворения, можно определить теплоту изменения концентрации раствора $q_{\text{изм}}$.

Пусть известны теплота растворения q_1 раствора с концентрацией x_1 и теплота растворения q_2 раствора с концентрацией x_2 . На основании закона Гесса для рассматриваемого случая можно написать:

$$q_1 + q_{\text{изм}} = q_2 \text{ или } q_{\text{изм}} = q_2 - q_1.$$

Если начальная концентрация раствора равна 0, то

$$q_{\text{изм}} = q_2.$$

Общее количество тепла, выделяющееся при изменении концентрации раствора, в пересчете на одну операцию определяется как

$$Q = v \cdot q = \frac{G_{\text{сут}}}{\beta n} \frac{1000}{M} q_{\text{раств}}, \text{ кДж},$$

где: $G_{\text{сут}}$ — суточная масса растворяемого вещества, кг;

M — молярная масса вещества, г/моль;

1000 — переводной коэффициент;

$q_{\text{раств}}$ — теплота растворения соединения, кДж/моль (таблицы XI—XII);

β — число операций в сутки;

n — количество аппаратов;

v — количество растворяемого вещества, моль.

Если $q_{\text{раств}}$ приводится в кДж/кг, то общее количество теплоты будет равно:

$$Q = \frac{G_{\text{сут}}}{\beta n} q_{\text{раств}}, \text{ кДж}$$

Удельная теплота процессов, в которых участвуют одни неорганические вещества, довольно велика, и определяется по справочным данным или рассчитывается по специальным методикам. Меньший тепловой эффект наблюдается при растворении неорганических веществ в органических растворителях (например, HCl в спирте). Теплоты растворения органических веществ, как правило невелики и ими можно пренебречь.

Пример 4. Определить тепловой эффект смешения 1000 кг 40 %-го раствора NaOH с 500 кг воды.

Решение. Количество теплоты, выделившейся при смешении щелочного раствора с водой, определяем по формуле:

$$Q_{\text{изм}} = v_{\text{к}} q_{\text{к}} - v_{\text{н}} q_{\text{н}},$$

где: $q_{\text{н}}$ и $q_{\text{к}}$ — теплота растворения исходного и конечного раствора, кДж/моль;

$v_{\text{н}}$ и $v_{\text{к}}$ — количество щелочи в исходном и конечном растворе, моль.

Для определения теплоты растворения необходимо определить количество молей воды, приходящихся на 1 моль щелочи. Так как общая масса щелочи не меняется, количество щелочи в исходном и конечном растворе составит:

$$v_{\text{H}} = v_{\text{K}} = \frac{G}{M} = \frac{1000 \cdot 0,4}{40,0} = 10 \text{ кмоль},$$

где: G — масса 100 %-й щелочи, кг;

M — молярная масса щелочи, г/моль.

Количество воды в исходном растворе:

$$v_{\text{B}} = \frac{1000 \cdot 0,6}{18,02} = 33,3 \text{ кмоль};$$

в конечном:

$$v_{\text{B}} = \frac{1000 \cdot 0,6 + 500}{18,02} = 61,04 \text{ кмоль}$$

Тогда теплота растворения для исходного раствора, при $\frac{v_{\text{B}}}{v_{\text{H}}} = \frac{33,3}{10} = 3,33$,

$q_{\text{H}} = 30,72$ кДж/моль; для конечного раствора, при $\frac{v_{\text{B}}}{v_{\text{K}}} = \frac{61,04}{10} = 6,1$,

$q_{\text{H}} = 39,97$ кДж/моль (см. приложение табл. XII).

Теплота изменения концентрации раствора:

$$Q_{\text{изм}} = 10 \cdot 1000(39,97 - 30,72) = 92500 \text{ кДж},$$

где 1000 — коэффициент перевода кмоль в моль.

Тепловой эффект процесса сульфирования. Тепло, выделяющееся в результате сульфирования, представляет собой сумму тепловых эффектов всех физико-химических процессов, сопутствующих сульфированию. При этом важным (по величине теплового эффекта) физико-химическим процессом, сопутствующим сульфированию, является изменение концентрации сульфлирующего агента:

$$Q_3 = Q_{\text{x.p}} + Q_{\text{изм}},$$

где: Q_3 — тепловой эффект процесса сульфирования, кДж;

$Q_{\text{x.p}}$ — тепловой эффект реакции сульфирования, кДж;

$Q_{\text{изм}}$ — тепловой эффект изменения концентрации сульфлирующего агента, кДж.

Теплота реакции сульфирования может быть определена обычным для термодинамики методом: как разность между суммой теплот образования продуктов, полученных в результате реакции, и суммой теплот образования исходных продуктов.

Теплота изменения концентрации сульфлирующего агента представляет собой теплоту, выделяющуюся при разбавлении серной кислотой, образовавшейся в ходе реакции, водой. Так как в ходе реакции количество серной кислоты уменьшается, а количество воды увеличивается, то для определения теплоты изменения концентрации сульфлирующего агента можно представить процесс

уменьшению скорости введения второй нитрогруппы на 5—7 порядков и, соответственно, к уменьшению теплового эффекта процесса. Так, например, тепловой эффект процесса нитрования жидкого бензола до мононитробензола составляет 122,89 кДж/моль, а до динитробензола — 107,19 кДж/моль; тепловой эффект нитрования жидкого толуола до мононитротолуола — 113,05 кДж/моль, до 1,4-динитротолуола — 96,3 кДж/моль (без учета теплоты изменения концентрации).

Тепловой эффект процесса диазотирования. Вследствие того, что теплота изменения концентрации веществ, реагирующих в процессе диазотирования, незначительна, тепловой эффект этого процесса может быть принят равным теплоте реакции диазотирования. Ее можно вычислить обычным методом по закону Гесса, если известны теплоты образования всех реагентов, участвующих в процессе.

Однако теплоты образования диазосоединений не могут быть достаточно точно вычислены по методу Караша, поскольку их величины в большой степени зависят от присутствия различных заместителей в ядре ароматического углеводорода.

Для расчетов теплоты образования диазосоединений можно пользоваться значениями теплот диазотирования, экспериментально найденными для многих ароматических аминов Свентославским В.В. (табл. 15):

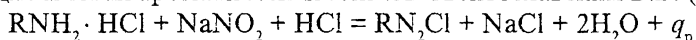
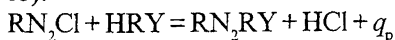


Таблица 15

Тепловой эффект процессов диазотирования и азосочетания

Исходные соединения	Тепловой эффект, кДж/моль	
	диазотирования	азосочетания с β -нафтолом
<i>n</i> -Голуидин	113,73	73,95
Анилин	109,99	80,7
Дианизидин (½ моль)	111,63	78,69
Бензидин (½ моль)	107,32	77,38
<i>n</i> -Броманилин	104,34	97,33
α -Нафтиламин	118,41	75,55
Антралиловая кислота	104,55	119,04
<i>m</i> -Нитроанилин	91,05	101,78
<i>n</i> -Аминобензойная кислота	99,82	134,24
Сульфаниловая кислота	99,81	108,81
<i>n</i> -Нитроанилин	97,09	113,93

Тепловой эффект процессов азосочетания. Как и для процессов диазотирования, для расчета теплового эффекта процессов азосочетания пользуются экспериментальными данными. Тепловой эффект азосочетания аминов с β -нафтолом приведен выше (табл. 15):



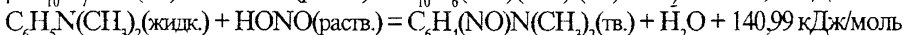
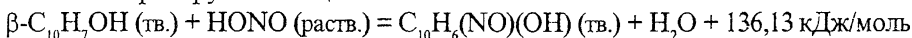
Теплоты сочетания диазосоединений с аминами превышают теплоты азосочетания их с гидроксисоединениями примерно на 41,9 кДж (теплоты сочета-

ния с гидроксисоединениями колеблются в пределах 83,8–104,75 кДж/моль, теплоты сочетания с аминами определяются величиной 125,70–146,65 кДж/моль).

Теплоты азосочетания хлористого фенилдиазония с некоторыми азосоставляющими приведены ниже:

Азосоставляющие	Тепло азосочетания, кДж/моль ¹
Фенол	97,21
Анилин	129,05
Фенилендиамин	142,46
Анизол	227,10
Фенетол	294,14

Для определения теплового эффекта процесса нитрозирования можно пользоваться опытными данными, опубликованными для наиболее распространенных нитрозируемых веществ:

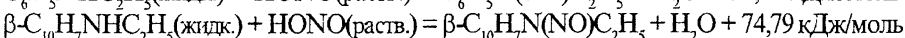
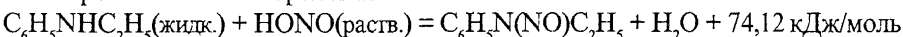


Ниже приведены экспериментально найденные теплоты сгорания наиболее распространенных нитрозосоединений:

Нитрозосоединения	Теплоты сгорания, кДж/моль
<i>n</i> -Нитрозофенол	2989,57
α -Нитрозо- α -нафтол	4875,07
β -Нитрозо- α -нафтол	4891,41
α -Нитрозо- β -нафтол	4888,47
Дифенилкетоксим	6816,29
<i>n</i> -Нитрозодифениламин	6397,71
Динитрорезорцин (твердый)	2214,42

Пользуясь этими данными, можно легко вычислить теплоту образования нитрозосоединений и, следовательно, определить обычным методом тепло реакций нитрозирования.

Аналогичным образом определяют теплоты образования жирноароматических и ароматических вторичных аминов:



Тепловой эффект процесса галогенирования складывается из теплоты реакции $Q_{x,p}$ и теплоты растворения газообразного галогенводорода в реакционной массе.

Теплота реакции галогенирования вычисляется обычным методом по закону Гесса или принимается по справочным данным (табл. 16).

¹ При вычислениях теплообразования хлористого фенилдиазония было принято равным 190,23 кДж/моль.

Таблица 16

Молярный тепловой эффект реакции галогенирования

Тип химической реакции	Молярный тепловой эффект реакции q_p , кДж/моль
$R_3CH + X_2 (г) \rightarrow R_3CX + HX (г)$	
X = F	460,0
X = Cl	105,0
X = Br	34,0
X = I	-50,0
$C_6H_6 (ж) + Cl_2 (г) \rightarrow C_6H_5Cl (ж) + HCl (г)$	117,2-125,6
$R_2C=CR_2 + X_2 (г) \rightarrow R_2XC-CXR_2$	
X = F	540,0
X = Cl	167,0
X = Br	92,0
X = I	17,0
$H_2C=CH_2 + Cl_2 (г) \rightarrow H_2C=CHCl + HCl (г)$	121,0
$-C\equiv C- + 2Cl_2 (г) \rightarrow -CCl_2-CCl_2-$	368,0
$C_6H_6 (ж) + 3Cl_2 (г) \rightarrow C_6H_6Cl_6$	276,0
$ROH + HCl (г) \rightarrow RCl + H_2O$	243,0
$C_2H_5OH (г) + HCl \rightarrow C_2H_5Cl + H_2O$	19,2

Тепловые эффекты остальных химических процессов рассчитывают аналогичным образом:

$$Q_3 = Q_{x.p} + Q_{изм}$$

Молярные тепловые эффекты химических реакций определяют по закону Гесса или принимают по опытным данным (табл. 17).

Теплоту изменения концентрации реагентов рассчитывают по методике, приведенной на с. 44.

Таблица 17

Молярные тепловые эффекты некоторых химических реакций

Тип химической реакции	Молярный тепловой эффект реакции q_p , кДж/моль
Дегидрохлорирование	
$C_2H_5Cl \rightarrow H_2C=CH_2 + HCl (г)$	-64,8
$(CH_3)_3CCl \rightarrow (CH_3)_2C=CH_2 + HCl (г)$	-72,7
$CH_3CHCl_2 \rightarrow CH_2=CH-Cl + HCl (г)$	-46,0
Щелочное дегидрохлорирование (в растворе)	
$ClCH_2CH_2Cl + NaOH \rightarrow CH_2=CH-Cl + NaCl + H_2O$	21,0-35,0
Присоединение к олефинам	
$H_2C=CH_2 + H_2O \rightarrow C_2H_5OH$	46,0
$HC\equiv CH + H_2O \rightarrow CH_3CHO$	150,1
$H_2C=CH_2 + H_2SO_4 \rightarrow CH_3CH_2OSO_3H$	89,8

Дегидратация спиртов $C_2H_5CH(OH)CH_3 \rightarrow C_2H_5CH=CH_2 + H_2O$ $ROH + ROH \rightarrow R-O-R + H_2O$	-46,0 17,5
Щелочной гидролиз алкилхлоридов $RCI + H_2O \rightarrow R-OH + HCl$	63,0
Этерификация карбоновых кислот спиртами $RCOOH + R'OH \rightarrow RCOOR' + H_2O$	~0
Перэтерификация сложных эфиров $RCOOR' + R''OH \rightarrow RCOOR'' + R'OH$	~0
Кислотный гидролиз сложных эфиров $RCOOR' + H_2O \rightarrow RCOOH + R'OH$	~0
Щелочной гидролиз сложных эфиров $RCOOR' + NaOH \rightarrow RCOONa + R'OH$	~57,0
Этерификация серной кислоты $H_2SO_4 + ROH \rightarrow ROSO_3H + H_2O$	43,8
Алкилирование алкенами $RCH=CH_2$ Разрываема́я связь:	
Alk-H	84-100
Ar-H	96-104
O-H	50-63
Алкилирование хлоридами RCI Ar-H	34-42
O-H	~0
N-H (без учета образования соли амина $RNH_2 \cdot HCl$)	0-25
N-H (с учетом образования соли)	84-105
Алкилирование ROH Разрываема́я связь:	
O-H	0-21,0
N-H	21,0-42,0
Алкилирование фенолами аминов $C_6H_5OH + N-H$	11,72
Алкилирование эпосидом (CH_2OCH_2) спиртов	88,0-104,0
Алкилирование алкинами $(CH \equiv CH)$ спиртов	100,0-117,0
Гидрирование (восстановление)	
$RCH=CH_2 + H_2 \rightarrow RCH_2CH_3$	113,0-134,0
$HC \equiv CH + 2H_2 \rightarrow CH_3-CH_3$	311,0
$C_6H_6 + 3H_2 \rightarrow \eta-C_6H_{12}$	206,1
$RCHO + H_2 \rightarrow RCH_2OH$	67,0-83,0
$RCOR + H_2 \rightarrow R_2CHOH$	~ 58,0
$R-C \equiv N + 2H_2 \rightarrow RCH_2NH_2$	134,0-159,0
$RCOOH + 2H_2 \rightarrow RCH_2OH + H_2O$	38,0-42,0
$RNO_2 + 3H_2 \rightarrow RNH_2 + 2H_2O$	420,0-492,0
$-CH_2-CH_2- + H_2 \rightarrow 2(-CH_3)$	42,0-63,0
$C_6H_5NO_2$ (пар) + $3H_2 \rightarrow C_6H_5NH_2$ (пар) + $2H_2O$ (пар)	468,94
$C_6H_5NO_2 + Fe + H_2O \rightarrow C_6H_5NH_2$	547,24

Дегидрирование	$q_{\text{дегидрирования}} = -q_{\text{гидрирования}}$
Окисление (для газообразного состояния всех веществ)	
$RCH_2R + 0,5O_2 \rightarrow RCH(OH)R$	146,0–188,0
$RCH_2R + O_2 \rightarrow RCOR + H_2O$	~ 355,0
$RCH_3 + O_2 \rightarrow RCOH + H_2O$	284,0–336,0
$C_6H_5CH_3 + 1,5O_2 \rightarrow C_6H_5COOH + H_2O$	567,4
$RCHO + 0,5O_2 \rightarrow RCOOH$	260,0–271,0
$RCH_2CH_2R + 2,5O_2 \rightarrow 2RCOOH + H_2O$	982,0–1003
$CH_2=CH_2 + 0,5O_2 \rightarrow CH_3CHO$	218,2

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОВЕРХНОСТИ ТЕПЛООБМЕНА

Основой расчета теплообмена в аппаратах с мешалками, как и в теплообменных аппаратах других типов, служит уравнение:

$$q = KF_{\text{т/о}} \Delta t_{\text{ср}},$$

где: q — тепловая нагрузка, Вт;

K — коэффициент теплопередачи, Вт/м² · К;

$F_{\text{т/о}}$ — поверхность теплообмена, м²;

$\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур теплоносителей, К.

Таким образом, расчетная поверхность теплообмена определяется как:

$$F_{\text{т/о}} = \frac{q}{K \Delta t_{\text{ср}}}.$$

Полученную величину поверхности теплообмена рекомендуется увеличить на 20 %.

По рассчитанной величине $F_{\text{т/о}}$ проверяется достаточность поверхности теплообмена выбранного реактора для осуществления данного технологического процесса. Для этого расчетную поверхность теплообмена сравнивают с реально работающей поверхностью, которая определяется как площадь стенок аппарата или внутренних устройств, омываемых перемешиваемой средой и теплоносителем. При этом возможны два варианта:

1. Если высота жидкости в аппарате больше высоты рубашки ($H_R > H_{\text{руб}}$), реальную поверхность теплообмена принимают равной номинальной поверхности теплообмена, приводимой в каталогах. В случае отсутствия в каталогах необходимых данных ее можно рассчитать по формуле:

$$F_p = F_{\text{дн}} + F_{\text{цил}},$$

где: $F_{\text{дн}}$ — поверхность днища, м²;

$F_{\text{цил}}$ — поверхность цилиндрической части рубашки, м².

Поверхность дна рассчитывают по формулам, приведенным выше, в зависимости от формы дна.

Поверхность цилиндрической части аппарата определяют как:

$$F_{\text{цил}} = \pi D(H_{\text{руб}} - h),$$

где: h — высота дна, м;

D — внутренний диаметр аппарата, м;

$H_{\text{руб}}$ — высота рубашки, м.

2. Если высота жидкости в аппарате меньше высоты рубашки ($H_R < H_{\text{руб}}$), реальную поверхность теплообмена определяют по формулам:

$$F_p = F_{\text{дн}} + F_{\text{цил}},$$

$$F_{\text{цил}} = \pi D(H_R - h),$$

где: $F_{\text{цил}}$ — поверхность цилиндрической части аппарата, м²;

H_R — высота жидкости у стенки аппарата с учетом воронкообразования, м;

D — внутренний диаметр аппарата, м.

Если расчет показывает, что поверхность теплообмена недостаточна, можно:

1. Повысить коэффициент теплопередачи. Для этого нужно увеличить число оборотов мешалки или заменить ее на более эффективную, или повысить скорость движения теплоносителя в рубашке, поставив спиральную перегородку.

2. Увеличить среднюю разность температур, повысив температуру теплоносителя или понизив температуру хладагента на входе. Однако увеличение средней разности температур допустимо только в узких пределах. Большое повышение (или понижение) температуры стенки аппарата, соприкасающейся с реакционной массой, может вызвать нежелательные возмущения (местные перегревы или переохлаждения), в результате чего снижается выход готового продукта. Кроме того, при большой разности температур затрудняется регулирование процесса в реакторе.

3. Ввести в аппарат дополнительные поверхности теплообмена в виде змеевиков, диффузоров и т.п.

4. Отвести часть теплоты за счет испарения летучих компонентов реакционной смеси с помощью обратного холодильника.

5. Изменить время процесса теплообмена.

Расчет тепловой нагрузки. Для определения расчетной поверхности теплообмена используют величину максимальной тепловой нагрузки q^{max} из всех температурных режимов операции. Для режимов, не связанных с протеканием химической реакции (нагрев или охлаждение), она определяется как частное от деления количества теплоты, подводимой (или отводимой) при данном режиме (операции) Q_2 на время проведения этого режима (процесса) τ :

$$q = \left| \frac{Q_2, \text{Дж}}{\tau, \text{с}} \right| \text{Вт.}$$

При протекании химической реакции из-за непостоянства скорости реакции, количество выделяющегося реакционного тепла изменяется во времени. Поэтому тепловая нагрузка аппарата во время реакции обычно рассчитывается по начальному периоду реакции $\Delta\tau$, в течение которого Q максимально.

Начальный период реакции может быть определен как:

$$\Delta\tau = (0,01 - 0,05)\tau_{x.p.},$$

где $\tau_{x.p.}$ — время химической реакции, с.

При известных уравнениях скоростей реакции максимальные тепловые нагрузки теплообменных элементов в начальный период будут:

— для реакции нулевого порядка¹:

$$q = \frac{Q_{x.p.}}{\tau_{x.p.}};$$

— для реакции первого порядка:

$$q = \frac{Q_{x.p.}}{\Delta\tau} \frac{1 - e^{-k_1\Delta\tau}}{1 - e^{-k_1\tau_{x.p.}}};$$

— для реакции второго порядка:

$$q = \frac{Q_{x.p.}}{\tau_{x.p.}} \frac{1 + k_2\tau_{x.p.}c_{A,0}}{1 + k_2\Delta\tau c_{A,0}},$$

где: $Q_{x.p.}$ — теплота химической реакции, Дж;

k_1 и k_2 — константы скорости реакции;

$c_{A,0}$ — начальная концентрация реагирующего вещества, моль/л.

Константы скорости реакции могут быть определены из следующих уравнений:

— для реакции нулевого порядка:

$$\tau_{x.p.} = \frac{c_{A,0} - c_A}{k_0};$$

— для реакции первого порядка:

$$\tau_{x.p.} = \frac{1}{k_1} 2,3 \lg \frac{c_{A,0}}{c_A};$$

— для реакции второго порядка:

$$\tau_{x.p.} = \frac{1}{k_2} \frac{c_{A,0} - c_A}{c_{A,0}c_A};$$

где c_A — конечная концентрация реагирующего вещества в момент времени $\tau_{x.p.}$, моль/л.

¹ Реакциями нулевого порядка называют процессы, в которых скорость процесса сохраняется постоянной во времени. Это встречается в некоторых гетерогенных системах.

Расчет средней разности температур Δt_{cp} . Метод расчета средней разности температур зависит от способа проведения процесса и типа теплообменного устройства.

При нагревании среды конденсирующимися парами (рис. 5а) Δt_{cp} рассчитывается как средняя логарифмическая разность температур:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}}{\ln \frac{t_{\text{п}} - t_{\text{н}}}{t_{\text{п}} - t_{\text{к}}}},$$

где: $t_{\text{к}}$ и $t_{\text{н}}$ — конечная и начальная температура реакционной массы, К;
 $t_{\text{п}}$ — температура конденсации пара, К.

При нагревании жидким теплоносителем, не изменяющим своего агрегатного состояния (рис. 5б), средняя разность температур Δt_{cp} составляет:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}}{\ln \frac{\Theta_1 - t_{\text{н}}}{\Theta_1 - t_{\text{к}}}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A},$$

где: $A = \frac{\Theta_1 - t_{\text{к}}}{\Theta_2 - t_{\text{к}}}$;

Θ_1 — температура жидкого теплоносителя на входе в рубашку (змеевик) аппарата, °С;

Θ_2 — температура жидкого теплоносителя на выходе, °С.

Средняя конечная температура теплоносителя определяется по формуле:

$$\Theta_{2\text{cp}} = \Theta_1 - \Delta t_{\text{cp}} 2,3 \lg A$$

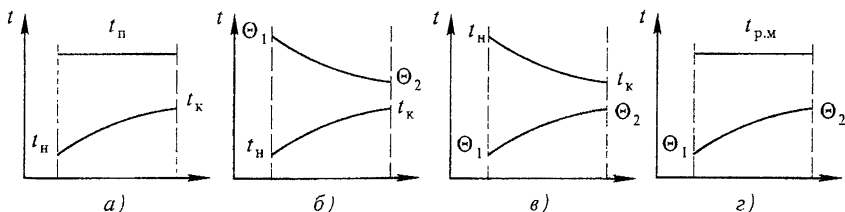


Рис. 5. График изменения температуры: а — при нагревании среды конденсирующимися парами; б — при нагревании жидким теплоносителем; в, г — при охлаждении жидким хладагентом

При охлаждении жидким хладагентом (рис. 5в) средняя разность температур будет равна:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{t_{\text{н}} - t_{\text{к}}}{\ln \frac{t_{\text{н}} - \Theta_1}{t_{\text{к}} - \Theta_1}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A},$$

$$\text{где } A = \frac{t_k - \Theta_1}{t_k - \Theta_2}.$$

Средняя конечная температура хладагента определяется по формуле:

$$\Theta_{2\text{cp}} = \Theta_1 + \Delta t_{\text{cp}} 2,3 \lg A.$$

Если температура реакционной массы при охлаждении хладагентом остается постоянной (например, при отводе тепла, выделяющегося в ходе экзотермической реакции), среднюю разность температур рассчитывают по уравнению (рис. 5г):

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Theta_2 - \Theta_1}{\ln \frac{t_{\text{p.м}} - \Theta_1}{t_{\text{p.м}} - \Theta_2}}.$$

Расчет коэффициента теплопередачи. Для приближенных расчетов коэффициента теплопередачи можно пользоваться практическими данными (табл. 18).

Таблица 18

Значения коэффициентов теплопередачи для некоторых видов теплообмена

Вид теплообмена	Коэффициент теплопередачи, K , Вт/м ² ·К	
	Вынужденное движение	Свободное движение
От газа к газу (при атмосферном давлении)	10–40	4–12
От газа к жидкости (газовые холодильники)	10–60	6–20
От конденсирующегося пара к газу (воздухонагреватели)	10–60	6–12
От жидкости к жидкости (для воды)	800–1700	140–340
От жидкости к жидкости (для органических жидкостей)	120–270	30–60
От конденсирующегося пара к воде (подогреватели)	120–340	60–170
От конденсирующегося пара органических веществ к воде (конденсаторы)	340–840	230–460
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости (испарители)	—	300–3500

Более подробно коэффициент теплопередачи рассчитывают по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \left(\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) + \sum r_3},$$

где: α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи со стороны теплоносителей, Вт/м²·К;

δ_i и λ_i — толщина и теплопроводность стенок;
 $\sum r_3$ — термическое сопротивление загрязнений стенок, $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$
(табл. 19).

Таблица 19

Термическое сопротивление загрязнений стенок

Теплоносители (среды)	Термическое сопротивление загрязнений r_3 , $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$
Вода:	
дистиллированная	$9 \cdot 10^{-5}$
водопроводная, колодезная, озерная	$(9 \div 18) \cdot 10^{-5}$
речная хорошего качества при скорости, м/с	
менее 0,9	$(35 \div 53) \cdot 10^{-5}$
более 0,9	$(18 \div 35) \cdot 10^{-5}$
речная загрязненная при скорости, м/с	
менее 0,9	$(53 \div 71) \cdot 10^{-5}$
более 0,9	$(35 \div 53) \cdot 10^{-5}$
Органические жидкости, рассолы, фреоны и т.п.	$18 \cdot 10^{-5}$
Пары	
воды с примесью масел	$18 \cdot 10^{-5}$
органических жидкостей	$9 \cdot 10^{-5}$
хладагентов	$35 \cdot 10^{-5}$
Воздух	$35 \cdot 10^{-5}$

Приведенное уравнение теплопередачи применимо для плоской многослойной теплопередающей стенки. Однако с достаточной точностью для практических расчетов его можно использовать и для цилиндрической стенки (трубы), если $d_{\text{вн}} \geq d_{\text{нар}}/2$.

Расчет коэффициентов теплоотдачи α_1 и α_2 зависит от гидродинамической и тепловой обстановки около теплообменной поверхности и в общем случае выполняется на основе экспериментальных исследований, обобщаемых в виде корреляционных соотношений между критериями подобия.

Приближенные значения коэффициентов теплоотдачи для различных видов теплообмена приведены ниже (табл. 20).

Таблица 20

Значения коэффициентов теплоотдачи для некоторых процессов теплообмена

Процессы теплообмена	α , $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$
Нагревание и охлаждение газов (атмосферное давление)	10–50
Нагревание и охлаждение органических жидкостей	50–1500
Нагревание и охлаждение воды	200–10000
Кипение воды	500–10000
Конденсация водяных паров	4000–15000
Конденсация паров органических жидкостей	400–2000

Расчет коэффициента теплоотдачи от перемешиваемой среды. Значение коэффициента теплоотдачи от поверхностей змеевиков или наружных рубашек к перемешиваемым, с помощью механических мешалок, жидкостям можно рассчитать по соотношению:

$$Nu = \frac{\alpha D}{\lambda} = 0,283 K_N^{0,25} Re_{ц}^{0,75} Pr^{0,25} \left(\frac{D}{d_m} \right)^{0,25} \left(\frac{D}{H} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14},$$

где: Nu — критерий Нуссельта;

D, d_m — диаметр аппарата и мешалки, м;

λ — коэффициент теплопроводности перемешиваемой среды, Вт/м·К;

K_N — критерий мощности;

$Re_{ц} = \rho n d_m^2 / \mu$ — критерий Рейнольдса;

n — частота вращения мешалки, об/с;

ρ — плотность перемешиваемой среды, кг/м³;

$\mu, \mu_{ст}$ — вязкость перемешиваемой среды, при средней температуре в аппарате и при температуре стенки, Па·с;

H — высота жидкости в аппарате, м.

Значения физических констант берут при средней температуре жидкости в сосуде $t_{ср.ж}$. Расчет средней температуры жидкости зависит от соотношения температур теплоносителя и перемешиваемой среды в аппарате.

Для того теплоносителя, у которого температура изменяется на меньшее число градусов, средняя температура определяется как средняя арифметическая между начальной и конечной:

$$t_{ср1} = \frac{t_{нач} + t_{кон}}{2}.$$

Для второго теплоносителя среднюю температуру находят по формуле:

$$t_{ср2} = t_{ср1} \pm \Delta t_{ср},$$

где $\Delta t_{ср}$ — средняя разность температур.

Расчет коэффициента теплоотдачи от жидкого теплоносителя в гладкой рубашке. Одна из конструктивных особенностей гладких рубашек аппаратов с мешалками заключается в том, что сечение входного и выходного патрубков в 80—100 раз меньше площади поперечного сечения канала рубашки. Скорость жидкого теплоносителя в патрубке обычно составляет 1—3 м/с, а средняя скорость течения в рубашке не превышает 0,01—0,03 м/с. Опыт показывает, что в таких условиях распределение расхода по сечению рубашки оказывается неравномерным (имеют место так называемая струйность течения и возникновение застойных зон). Однако, несмотря на наличие областей с относительно высокими локальными скоростями, коэффициенты теплоотдачи от жидкости к стенке корпуса, как правило,

не превышают 300—400 Вт/м²·К. Закономерности теплоотдачи определяются свободной конвекцией. Это следует не только из расчетных оценок, но и из практических данных; как показывает опыт, даже десятикратное изменение расхода теплоносителя не оказывает заметного влияния на величину коэффициента теплоотдачи. Следовательно, расчет коэффициентов теплоотдачи в гладких рубашках может с достаточной точностью проводиться по уравнению теплоотдачи к вертикальной поверхности, при свободной конвекции:

$$\alpha_T = C \frac{\lambda_T}{H_T} (\text{GrPr})^f,$$

где: $\text{Pr} = \frac{c_T \mu_T}{\lambda_T}$ — критерий Прандтля для теплоносителя;

λ_T — коэффициент теплопроводности теплоносителя, Вт/м·К;

c_T — удельная теплоемкость теплоносителя, Дж/кг·К;

μ_T — динамическая вязкость теплоносителя, Па·с;

$$\text{Gr} = \frac{g H_T^3 \beta \Delta t}{\nu_T^2} \text{ — критерий Грасгофа;}$$

g — ускорение свободного падения, м/с²;

H_T — высота рубашки, м;

ν_T — кинематическая вязкость теплоносителя, м²/с;

Δt — средняя разность температур между стенкой и теплоносителем, К:

$$\Delta t = \left| t_{T,\text{ст}} - t_{T,\text{ср}} \right|,$$

$t_{T,\text{ст}}$ — температура стенки корпуса со стороны рубашки, К;

$t_{T,\text{ср}}$ — средняя температура теплоносителя, К;

β — температурный коэффициент объемного расширения, К⁻¹:

$$\beta = \frac{\rho_{T,\text{н}} - \rho_{T,\text{вых}}}{\rho_{T,\text{вых}} (t_{T,\text{н}} - t_{T,\text{вых}})},$$

$\rho_{T,\text{н}}$ — плотность теплоносителя, при начальной температуре $t_{T,\text{н}}$, кг/м³;

$\rho_{T,\text{вых}}$ — плотность теплоносителя, при конечной температуре на выходе $t_{T,\text{вых}}$, кг/м³;

$t_{T,\text{н}}$, $t_{T,\text{вых}}$ — начальная и конечная температура теплоносителя, К.

При расчете используются теплофизические свойства теплоносителя, при средней температуре $t_{T,\text{ср}}$.

Коэффициенты C и f зависят от режима течения жидкости, определяемого величиной комплекса GrPr :

GrPr	$< 10^{-3}$	$10^{-3} \div 5 \cdot 10^2$	$5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^7$	$> 2 \cdot 10^7$
C	0,45	1,18	0,54	0,135
f	0	$\frac{1}{8}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{3}$

Расчет коэффициента теплоотдачи при конденсации пара в рубашке. Расчет теплообмена, при конденсации пара в рубашке, осуществляется по уравнениям, применяемым обычно для случаев теплоотдачи на плоской вертикальной поверхности, так как кривизна стенки корпуса аппарата, на которой происходит конденсация пара, невелика. Наиболее часто для этих целей используется уравнение:

$$\alpha_T = 0,943 \left[\frac{\lambda_k^3 \rho_k (\rho_k - \rho_{\text{п}}) g r}{\mu_k (t_{\text{п}} - t_{\text{т.ст}}) H} \right]^{0,25},$$

где: λ_k — теплопроводность конденсата, Вт/м·К;

g — ускорение свободного падения, м/с²;

ρ_k — плотность конденсата, кг/м³;

$\rho_{\text{п}}$ — плотность пара, кг/м³;

r — теплота конденсации, Дж/кг;

μ_k — вязкость конденсата, Па·с;

$t_{\text{п}}$ — температура насыщенного пара, К;

H — высота рубашки, м.

Свойства теплоносителя берутся при температуре: $t = \frac{t_{\text{п}} + t_{\text{т.ст}}}{2}$.

Итерационный метод расчета стационарных режимов теплообмена. Поскольку температуры на внутренней и наружной поверхности стенки аппарата неизвестны, а от их значений зависят коэффициенты теплоотдачи, при конденсации и при конвективном теплообмене, то расчеты проводят методом последовательных приближений (итерационным методом). Суть заключается в следующем:

1. Задают температуру стенки со стороны горячего теплоносителя $t_{\text{ст}1}$ (рис. 6).

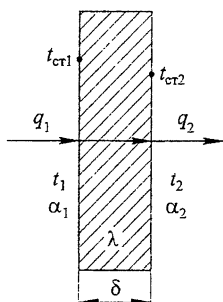


Рис. 6. Схема стационарной теплопередачи поперек плоской стенки

2. Определяют коэффициент теплоотдачи α_1 по соответствующим формулам.

3. Определяют плотность теплового потока со стороны горячего теплоносителя q_1 по формуле:

$$q_1 = \alpha_1 (t_1 - t_{\text{ст}1}).$$

4. Определяют температуру на внутренней поверхности стенки:

$$t_{\text{ст}2} = t_{\text{ст}1} - q_1 \left(\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \sum r_3 \right).$$

5. Рассчитывают коэффициент теплоотдачи от стенки к второму теплоносителю α_2 и плотность теплового потока q_2 :

$$q_2 = \alpha_2 (t_{\text{ст}2} - t_2).$$

6. Сравнивают полученные значения q_1 и q_2 . Допустимые отклонения тепловых потоков не должны превышать $\pm 3\%$.

Различие значений q_1 и q_2 свидетельствует о том, что принятое значение $t_{\text{ст}1}$ не соответствует действительному. При весьма неудачном задании первого приближения для $t_{\text{ст}1}$, разность между q_1 и q_2 может быть значительной, вплоть до отрицательного значения q_2 , что соответствует физически нереальному, для стационарного процесса, результату $t_{\text{ст}2} < t_2$; при получении таких результатов для второго приближения следует заметно изменить первоначально принятое значение $t_{\text{ст}1}$.

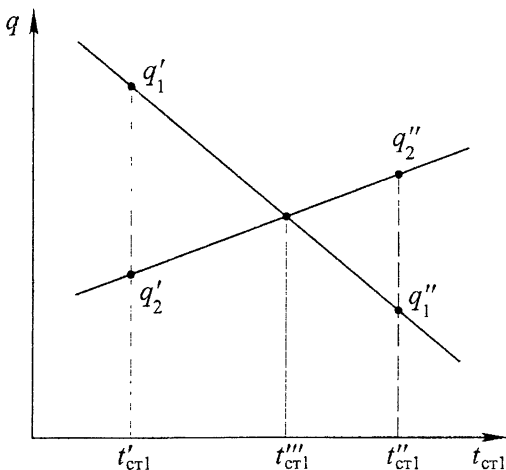


Рис. 7. Графический способ определения температуры стенки итерационным методом

Для второго приближения принимается новое значение $t_{\text{ст}1}$, после чего производится расчет, аналогичный предыдущему, но с иными значениями теплофизических свойств теплоносителей, соответствующими новому значению $t_{\text{ст}1}$.

Если в результате второго приближения снова получают расхождение между q_1 и q_2 , то для третьего приближения можно использовать линейную интерполяцию (или экстраполяцию) по результатам первых двух приближений. Для этого строят график зависимостей q_1 и q_2 от принятых значений $t_{\text{ст}1}$ (рис. 7). Точка пересечения этих линий и будет искомым значением $t_{\text{ст}1}$. Определив по графику значение $t_{\text{ст}1}$, заново проводят расчет q_1 и q_2 . Данную процедуру повторяют до тех пор, пока разность между значениями q_1 и q_2 не будет меньше 3%.

ПРОМЫШЛЕННЫЕ СПОСОБЫ ПОДВОДА И ОТВОДА ТЕПЛОТЫ В ХИМИЧЕСКОЙ АППАРАТУРЕ

Проведение многих технологических процессов, осуществляемых в химической аппаратуре, часто бывает связано с необходимостью подвода или отвода теплоты.

Для подвода теплоты применяют различные теплоносители, которые отдают получаемую от источников теплоты энергию в теплообменных аппаратах, предназначенных для передачи теплоты от одного теплоносителя, нагретого до более высокой температуры, к другому. В качестве прямых источников тепловой энергии на предприятиях химической промышленности используют топочные (дымовые) газы, представляющие собой газообразные продукты сгорания топлива, и электрическую энергию. Вещества (среды), передающие от этих источников теплоту нагреваемой среде через стенку теплообменника, называют промежуточными теплоносителями.

Наиболее распространенными промежуточными теплоносителями являются: насыщенный водяной пар, горячая вода, различные высокотемпературные теплоносители — перегретая вода, органические жидкости и их пары, минеральные масла, жидкие масла и др.

Выбор теплоносителя для каждого конкретного случая индивидуален и определяется прежде всего величиной температуры нагревания и необходимостью ее регулирования.

Теплоносители, используемые в промышленности, должны отвечать следующим требованиям:

- 1) достижение высоких температур, при собственных низких давлениях;
- 2) большая термическая устойчивость;
- 3) отсутствие корродирующего действия на материал оборудования;
- 4) высокий коэффициент теплоотдачи;
- 5) большая удельная теплота испарения;
- 6) высокий КПД;
- 7) отсутствие токсических свойств, взрыво- и пожаробезопасность;
- 8) доступность и низкая стоимость.

Наиболее широко в химической технологии в качестве теплоносителя используют насыщенный **водяной пар**, при конденсации которого выделяется значительное количество теплоты.

Насыщенный водяной пар обычно применяют при давлениях до 1,0—1,2 МПа, что соответствует температурам нагревания до 190 °С. Использо-

вание пара более высокого давления, как правило, экономически нецелесообразно, вследствие усложнения аппаратного оформления процесса.

При нагревании насыщенным водяным паром различают «острый» и «глухой» пар.

Нагревание «острым» паром. При таком способе водяной пар вводится непосредственно в нагреваемую жидкость; конденсуясь, он отдает жидкости тепло, а конденсат смешивается с этой жидкостью. Для нагревания и одновременного перемешивания жидкости пар вводят через барботер — трубу с рядом небольших отверстий. Барботер располагают на дне резервуара в виде спирали или колец.

«Острый» пар используют в тех случаях, когда допустимо смешение нагреваемой среды с образующимся при конденсации пара конденсатом.

Этот способ нагревания отличается простотой и позволяет лучше использовать энтальпию пара, так как паровой конденсат смешивается с нагреваемой жидкостью, в результате чего их температуры выравниваются. К тому же, при вводе «острого» пара через барботер, происходит не только нагревание жидкости, но и интенсивное ее перемешивание.

Массу «острого» пара, используемого для нагревания жидкости D , кг, определяют из уравнения теплового баланса, учитывая равенство конечных температур нагреваемой жидкости и конденсата:

$$D = \frac{Q_2}{H - c_b t_2},$$

где: Q_2 — количество подводимого тепла, кДж;

H — энтальпия пара, кДж/кг;

c_b — теплоемкость конденсата, кДж/кг·К;

t_2 — конечная температура жидкости, К.

Свойства насыщенного водяного пара приведены в таблице XIII.

Нагревание «глухим» паром. Нагревание «острым» паром на практике используют довольно редко, так как смешение нагреваемой жидкости и конденсата пара обычно недопустимо. Значительно чаще нагревание насыщенным паром осуществляют через стенку. При этом способе нагревания пар, соприкасаясь с более холодной стенкой, конденсируется на ней, и конденсат в виде пленки стекает по поверхности стенки. Пар практически всегда вводят в верхнюю часть аппарата, а образующийся конденсат отводят из его нижней части, через конденсатоотводчик. Температуру конденсата можно с достаточной точностью принять равной температуре насыщенного греющего пара.

Расход на нагревание D , кг, определяют из уравнения теплового баланса

$$D = \frac{Q_2}{r},$$

где r — удельная теплота парообразования, кДж/кг.

Нагревание горячей водой. Горячая вода в качестве нагревающего агента обладает определенными недостатками по сравнению с насыщенным водяным паром. Коэффициент теплоотдачи от горячей воды, как и от любой другой жидкости, ниже, чем коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара. Кроме того, температура горячей воды снижается вдоль поверхности теплообмена, что ухудшает равномерность нагрева и затрудняет его регулирование.

Горячую воду получают в водогрейных котлах, обогреваемых топочными газами, и паровых водонагревателях (бойлерах). Она применяется обычно для нагрева среды до температур не более 100 °С. Для нагревания до температур выше 100 °С в качестве теплоносителя используют воду, находящуюся под избыточным давлением (перегретую воду).

Расход воды и других жидких теплоносителей и хладагентов, не меняющих своего агрегатного состояния, G (в кг) определяют по формуле:

$$G = \frac{Q_2}{c(t_k - t_n)},$$

где: Q_2 — количество подводимого или отводимого тепла, кДж;

c — теплоемкость теплоносителя или хладагента, кДж/кг·К;

t_k и t_n — конечная и начальная температура теплоносителя или хладагента, К.

Учитывая потерю тепла в окружающую среду трубопроводами и арматурой, расход теплоносителей и хладагентов увеличивают на основании опытных данных на 20 %.

Физические свойства воды на линии насыщения приведены в приложении (табл. XIV).

Нагревание перегретой водой. В качестве нагревательного агента перегретая вода используется при давлениях, достигающих критического (22,5 МПа), которому соответствует температура 374 °С.

Поэтому с помощью перегретой воды возможно нагревание материалов до температур, не превышающих 350 °С.

Главным недостатком нагрева среды перегретой водой является применение высокого давления, что ведет к усложнению и удорожанию нагревательной установки, а также повышает стоимость ее эксплуатации. Поэтому в настоящее время она вытесняется более экономичными способами нагрева.

Нагревание высокотемпературными органическими теплоносителями

Высокотемпературные органические теплоносители (ВОТ) применяются как в жидком, так и в парообразном состояниях в интервале от -47 °С примерно до 400 °С. Они охватывают большое количество циклических, ациклических и смешанных соединений.

Самым изученным и распространенным на практике ВОТ является **дифенильная смесь** (ДФС, даутерм, динил), состоящая из 26,5 % дифенила и 73,5% дифенилового эфира. Температура плавления дифенильной смеси 12,3 °С. При затвердевании объем смеси уменьшается на 5—8 %, что исключает разрушение труб системы обогрева в случае затвердевания в них теплоносителя.

ДФС — наиболее термически стойкий ВОТ. Она термически устойчива при непрерывной работе до 380—385 °С и при кратковременной — до 400 °С. Увеличение скорости циркуляции ДФС в установке и создание в ней (в случае работы на некипящем теплоносителе) буфера из инертных газов значительно удлиняет срок службы теплоносителя.

ДФС применяется как в жидком, так и в парообразном состоянии. Температура кипения дифенильной смеси, при атмосферном давлении, равна 258 °С, поэтому в жидком виде она используется для нагрева до температур не более 250 °С (при $p = 1$ атм).

Основным достоинством дифенильной смеси, как теплоносителя, является возможность получения высоких температур без применения высокого давления. Давление ее насыщенных паров равно лишь $\frac{1}{30} - \frac{1}{60}$ давления насыщенных паров воды в пределах температур от 200 °С до 400 °С. Так, например, при 300 °С давление насыщенного водяного пара составляет $98,8 \cdot 10^5$ Па, а дифенильной смеси — только $2,45 \cdot 10^5$ Па. Исходя из этого, для нагрева среды до высоких температур дифенильной смесью, можно использовать вместо змеевиков более простые теплообменные устройства — рубашки.

Недостатком дифенильной смеси, как и других органических теплоносителей, является малая теплота парообразования. Однако у дифенильной смеси этот недостаток в значительной степени компенсируется большей, чем у воды, плотностью паров, в результате чего при испарении или конденсации смеси количество тепла, выделяющееся на единицу объема пара, оказывается близким к соответствующей величине для воды.

Коррозионное воздействие дифенильной смеси на углеродистую сталь невелико (потеря в весе не превышает $0,01$ г/м²·ч). Однако даже столь незначительная коррозионная активность при длительном воздействии дифенильной смеси на металл может привести к затруднениям в эксплуатации установок.

Дифенильная смесь имеет высокую температуру самовоспламенения, равную 550 °С. Подожженная ДФС горит медленно, с образованием большого количества копоти. Если случайно пары ДФС просочатся в топку, то происходит их самовоспламенение, при этом пары горят слабо, образуя шлак, который часто уплотняет имеющуюся щель. При наличии в окружающей среде более 10 % CO₂, даже при $t > 550$ °С, дифенильная смесь невзрывоопасна. В этих условиях она может только воспламениться, выделяя при горении тепло в количестве 33500 кДж/кг.

Как показывает опыт работы, дифенильные нагревательные установки, при правильном монтаже и эксплуатации, пожаробезопасны.

Пары ДФС неопасны, однако длительное вдыхание человеком паров смеси вызывает раздражение слизистой оболочки, кожи и даже головные боли. Следует предотвращать попадание ДФС в питьевую воду и пищу.

ПДК паров дифенильной смеси в производственных помещениях составляет 10 мг/м^3 . Как правило, при удовлетворительной вентиляции помещений и соблюдении элементарных правил личной гигиены работа на дифенильных установках является безвредной для обслуживающего персонала.

Свойственный дифенильной смеси острый запах дает возможность легко обнаружить даже малое присутствие ее паров в помещении. К наиболее существенным недостаткам дифенильной смеси следует отнести ее способность проникать через уплотнения и соединения. Поэтому, при применении дифенильной смеси необходимо внимательно производить монтаж трубопроводов, сборку фланцевых соединений и сальниковых уплотнений. Большая текучесть теплоносителя приводит к невозможности применения для его перекачки насосов не специальных конструкций.

К недостаткам дифенильной смеси следует отнести также склонность к выделению, при нагреве, газов, являющихся продуктом ее разложения. Это вызывает эксплуатационные затруднения: необходимость осуществления своевременной продувки циркуляционной системы и нагреваемых аппаратов.

Свойства дифенильной смеси приведены в приложении (табл. XV).

Температурный коэффициент объемного расширения ДФС, при $t \leq 270 \text{ }^\circ\text{C}$, равен:

$$\beta = \frac{1}{1311 - t}, \text{ K}^{-1},$$

а при $t > 270 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$\beta = \frac{1}{1051 - t}, \text{ K}^{-1}.$$

Дитолилметан (ДТМ) представляет собой техническую смесь *o*- и *n*-изомеров, получающихся при конденсации толуола с формальдегидом. Так как дитолилметан синтезируется из недефицитных и недорогих продуктов, стоимость его примерно в 1,3 раза меньше стоимости дифенильной смеси.

Исследование термической стойкости дитолилметана показало, что он может быть использован в качестве теплоносителя как в жидком так и в парообразном состоянии до $320 \text{ }^\circ\text{C}$, при условии его контакта только с инертными газами (например, азотом). На воздухе дитолилметан довольно быстро окисляется, в нем увеличивается смолосодержание, кислотное число и, как следствие этого, увеличивается вязкость.

Продукты осмоления дитолилметана хорошо растворяются в бензоле, ацетоне, хлорбензоле, при $25 \text{ }^\circ\text{C}$, и в свежеприготовленном теплоносителе — при

150—200 °С. Поэтому после удаления из системы нагрева отработанного дитолилметана промывку ее целесообразно проводить свежеприготовленным теплоносителем при 150—200 °С. С уменьшением температуры промывки увеличивается расход теплоносителя и время промывки.

Заполнение системы свежеприготовленным дитолилметаном без предварительной промывки уменьшает срок службы теплоносителя на 20—40 %.

Физические свойства дитолилметана в жидком и парообразном состоянии приведены в табл. XVI—XVIII.

Ароматизированное масло АМТ-300 получают из экстрактов фенольной очистки веретенных дистиллятов сернистых нефтей. Оно содержит 52—56 % ароматических и нафтенowych и 36—40 % парафиновых цепей. АМТ-300 применяется только в жидком состоянии и в атмосфере инертного газа (азота).

Термическая стойкость АМТ-300 невысокая: при длительном нагреве до $t > 180$ °С происходит его термическое разложение с образованием горючих газообразных продуктов — метана, этана, пропана, этилена, пропилена и др. Следствием этого является непрерывное снижение температуры вспышки теплоносителя в процессе его эксплуатации.

Масляные теплоносители имеют очень низкие температуры самовоспламенения. Нагревательные установки, работающие на масляных теплоносителях, работают при температурах весьма близких к температуре самовоспламенения теплоносителя. Это обстоятельство делает эти установки взрывоопасными. АМТ-300 рекомендуется применять до 285 °С, т.е. всего на 5 °С ниже температуры самовоспламенения.

Ясно, что такие жесткие требования к температурному режиму работы АМТ-300 в системе высокотемпературного обогрева требуют и жестких условий его эксплуатации: при 260—285 °С на установке должно быть предусмотрено непрерывное удаление газообразных продуктов разложения теплоносителя из системы, постоянное наблюдение за температурой вспышки, частое обновление теплоносителя.

Физические свойства масла АМТ-300 приведены в приложении в табл. XIX.

Отвод теплоты

Многие процессы химической технологии протекают в условиях, когда возникает необходимость отвода теплоты, например, при охлаждении газов, жидкостей или при конденсации паров. Охлаждение осуществляют с помощью охлаждающих теплоносителей (охлаждающих агентов) в результате протекающего между ними и охлаждаемой средой теплообмена.

Наиболее доступными и распространенными охлаждающими агентами являются вода и воздух. Но наряду с ними используют и другие теплоносители — в частности, низкотемпературные жидкости.

Охлаждение **водой** используют для достижения температур охлаждаемой среды на уровне 10—30 °С. При этом достигаемая температура охлаждения зависит от начальной температуры воды. Вода, в зависимости от ее источника, может быть прудовой, речной, озерной, артезианской (получаемой из подземных скважин) или же оборотной — прошедшей водооборотный цикл промышленных предприятий. Речная, прудовая и озерная вода в зависимости от времени года имеет температуру 4—25 °С, артезианская вода — 8—12 °С, а оборотная (в летних условиях) — приблизительно 30 °С.

Для достижения более низких температур используют охлаждение **холодильными рассолами** — водными растворами некоторых солей, например, хлоридов натрия, магния или кальция, замерзающих при низких температурах.

Выбор рассола и его концентрации зависит от требуемой температуры охлаждения, причем эта температура должна быть выше криогидратной точки, соответствующей температуре замерзания рассола.

Раствор хлорида натрия применяют для охлаждения до температур порядка -20 °С; раствор хлорида кальция может быть применен для охлаждения до более низких температур — около -50 °С.

Физические свойства водных растворов хлоридов натрия и кальция приведены в приложении в табл. XX—XXII.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Основные параметры вертикальных цилиндрических стальных аппаратов

Вертикальные цилиндрические стальные аппараты с механическими перемешивающими устройствами регламентированы ГОСТ 20680-86. Структура обозначения аппаратов складывается следующим образом: первые две цифры обозначают конструктивное исполнение корпуса аппарата:

00 — с эллиптическим днищем и съёмной эллиптической крышкой;

01 — с эллиптическим днищем, съёмной эллиптической крышкой и рубашкой;

10 — цельносварной с эллиптическими днищем и крышкой;

11 — цельносварной с эллиптическими днищем, крышкой и гладкой приварной рубашкой.

Вторые две цифры обозначают тип мешалки и внутренних устройств:

01 — с трехлопастной мешалкой;

03 — с турбинной мешалкой, без отражательных перегородок;

10 — с рамной мешалкой;

23 — с турбинной мешалкой, с отражательной перегородкой;

33 — с турбинной мешалкой и змеевиком.

Техническая характеристика перемешивающих устройств приведена ниже (табл. I).

Таблица I

Техническая характеристика перемешивающих устройств

V, м ³	Тип мешалки и внутренних устройств									
	03		33		23		10		01	
	мощность, кВт	n, об/мин	мощность, кВт	n, об/мин	мощность, кВт	n, об/мин	мощность, кВт	n, об/мин	мощность, кВт	n, об/мин
0,025	—	—	—	—	—	—	0,75	56	0,75	355
0,04	—	—	—	—	—	—	0,75	56	0,75	355
0,063	—	—	—	—	—	—	0,75	56	0,75	355
0,1	—	—	—	—	—	—	0,75	56	0,75	355
0,16	—	—	—	—	—	—	0,75	56	0,75	355
0,25	—	—	—	—	—	—	0,75	56	3	250
0,4	—	—	—	—	—	—	0,75	56	3	250
0,63	—	—	—	—	—	—	0,75	56	3	250
1	3	195	3	195	3	195	3	63	—	—

Основные параметры вертикальных стальных аппаратов
с перемешивающими устройствами объемом $V = 0,025 \div 0,63 \text{ м}^3$ (рис. I)

$V, \text{ м}^3$	Исполнение	Основные размеры											Масса, кг	
		D	D_2	L_1	d	d_1	d_2	H	H_2	H_3	h	S		S_1
0,025	0101	300	270	532	25	—	125	1495	380	520	125	4	4	195
	0110					220	—	1585						200
	0001					—	125	1480						185
	0010					220	—	1570						190
0,04	0101	350	310	610	25	—	125	1565	455	550	140	5	4	215
	0110					280	—	1620						230
	0001					—	125	1545						200
	0010					280	—	1605						210
0,063	0101	400	360	660	25	—	125	1670	445	665	105	5	4	250
	0110					320	—	1840						300
	0001					—	125	1655						225
	0010					320	—	1825						275
0,1	0101	400	360	660	25	—	125	1970	740	960	105	5	4	275
	0110					320	—	2130						335
	0001					—	125	1955						235
	0010					320	—	2115						290
0,16	0101	500	300	862	25	—	125	2120	750	1050	105	6	4	350
	0110				40	420	—	2250						370
	0001				25	—	125	2090						300
	0010				40	420	—	2060						320
0,25	0101	700	500	1070	40	—	200	2400	570	870	175	8	4	520
	0110					560	—	2130						540
	0001					—	200	2390						440
	0010					560	—	2120						460
0,4	0101	800	545	1170	40	—	200	2840	725	1200	220	8	5	740
	0110					630	—	2510						630
	0001					—	200	2710						630
	0010					630	—	2660						560
0,63	0101	800	545	1170	40	—	200	3240	1125	1600	290	8	5	840
	0110					630	—	2910						750
	0001					—	200	3110						680
	0010					630	—	3000						640

$$D_1 = D + 50 \text{ мм}$$

Изготовитель — завод «Старорусхиммаш».

Таблица III
 Основные параметры стальных аппаратов с эллиптическими днищем и крышкой
 объемом $V=1 \div 6,3 \text{ м}^3$ (рис. Пз-б)

Объем аппарата, м ³	Исполнение	Основные размеры, мм												Ложерхность змеевика, м ² *	Масса, кг											
		D	D ₂	D ₃	d	d ₁	H	H ₁	h	h ₁	h ₂	h ₄	S			l	l ₁	L								
1	0003					360	3240																		780	
	0023	1000	660		50	360	3240	1515		920	215	390	390											900	250	805
	0033			740		360	3240					390	700													845
	0010					800	3195					100														790
2	0003					400	3290																			1155
	0023	1400	940		50	400	3430	1615		1110	165	370														1185
	0033			1060		400	3290					370	890													1255
	0010					1060	3245					170														1175
3,2	0003					450	4145																			1640
	0023	1600	1050			450	4235	1915		1255	215	450														1680
	0033			1220		450	4145					450	1030													1775
	0010					1320	4440					140														2040
5	0003					630	4555																			2280
	0023					630	4745	2295		1305		430														2690
	0033			1380	65	630	4555					430	1080													2430
	0010	1800	1200			1500	4850					245														2680
6,3	0003					630	5295																			3060
	0023					630	5295	2845		1480		540														3145
	0033			1380		630	5295					540	1080													3210
	0010					1500	5450					150														3110

*В скобках указано количество витков змеевика. Изготовитель — завод «Старорусхиммаш».

Таблица IV

Основные параметры стальных аппаратов с эллиптическим днищем и съёмной эллиптической крышкой, с гладкой приварной рубашкой объемом $V=1+6,3 \text{ м}^3$ (рис. П6-ε)

Объем аппарата, м ³	Исполнение	Основные размеры, мм											Поверхность, м ²	Масса, кг				
		D	D ₁	D ₂	d	d ₁	H	H ₁	h	h ₁	h ₂	S			S ₁	l	l ₁	L
1	0103	1000	1100	660	50	360	3260	1160	390	8	6	900	—	—	—	1030		
	360					3260	3215	390	250								1438	2,9
	800					3215	100	1040										
2	0103	1400	1500	940	50	400	3280	1360	370	10	8	800	—	—	—	1770		
	400					3420	155	370	350								1902	4,3
	1060					3235	170	1790										
3,2	0103	1600	1700	1050	50	450	4145	1505	450	12	—	1000	—	—	—	2705		
	450					4235	215	450	400								2092	6,2
	1320					4440	140	140	3165									
5	0103	1800	1900	1200	65	630	4565	1565	430	14	10	1250	—	—	—	3890		
	630					4755	430	430	450								2296	9
	1500					4860	150	150	4290									
6,3	0103	1800	1900	1200	65	630	5305	1740	540	—	—	1800	—	—	—	5120		
	630					5305	255	540	450								2456	12,1
	1500					5460	150	150	5170									

Изготовитель — завод «Старорусхиммаш».

Основные параметры стальных и чугунных эмалированных аппаратов

На стальные и чугунные эмалированные аппараты с механическими перемешивающими устройствами номинальным объемом от 0,01 до 50 м³ разработан ГОСТ 24000-80. Он распространяется на аппараты, предназначенные для проведения различных физико-химических процессов в жидких средах, в том числе средах, содержащих пожаро- и взрывоопасные, сильнодействующие ядовитые и вредные вещества с динамической вязкостью не более 10 Па·с.

Чугунные аппараты используются при температурах от -15 до +200 °С, а стальные аппараты при температурах -30...+300 °С.

Корпуса аппаратов могут выполняться без теплообменного устройства или с рубашкой. Если поверхность теплообмена недостаточна, внутри корпусов могут применяться внутренние теплообменные устройства – змеевики.

Условное обозначение эмалированных аппаратов: Р — реактор; С — стальной; Э — эмалированный; Ч — чугунный; р — с рубашкой; н — с нижним выпуском продукта; в — взрывобезопасное исполнение. После буквенного обозначения приведен показатель назначения: номинальный объем (м³). Первая цифра, указанная через тире после показателя назначения, обозначает тип изделия: 0 — чугунные с эллиптическим днищем и сферической крышкой; 1 — стальные с эллиптическим днищем и плоской крышкой; 2 — стальные с эллиптическими днищем и крышкой; 3 — стальные с двумя эллиптическими днищами; 4 — стальные с эллиптическими днищем и крышкой.

Цифры после второго тире обозначают: первая цифра — класс покрытия (0 — высший; 1 — первый); вторая цифра — вид покрытия (0 — кислотостойкое эмалевое; 1 — универсальное стеклокристаллическое; 2 — универсальное стеклоэмалевое). Покрытие 0 — кислотостойкое эмалевое — предназначено для оборудования, эксплуатируемого в пищевой промышленности. Покрытие 1 — универсальное стеклокристаллическое — для химического оборудования, эксплуатируемого в кислых, щелочных и нейтральных средах. Оно допускается повышенный, по сравнению со стеклоэмалевым покрытием, перепад температур и обладает более высокой механической прочностью. Покрытие 2 — универсальное стеклоэмалевое — предназначено для химического оборудования, эксплуатируемого в кислых, щелочных и нейтральных средах.

Последние две цифры после третьего тире обозначают номер модели. Стальные и чугунные эмалированные аппараты изготавливаются с опорами-лапами или с опорами-стойками. Узлы и детали оборудования, подлежащие эмалированию, изготавливают из стали марок 08 и 08Т. Внутренние устройства (перемешивающие устройства, рассекатели, гильзы термометров и др.), подлежащие эмалированию, изготавливают из стали 10 группы В. В зависимости от условий эксплуатации внутренние устройства могут быть выполнены также из коррозионно-стойкой стали и сплавов цветных металлов, а в отдельных случаях — из углеродистой стали с полимерными покрытиями.

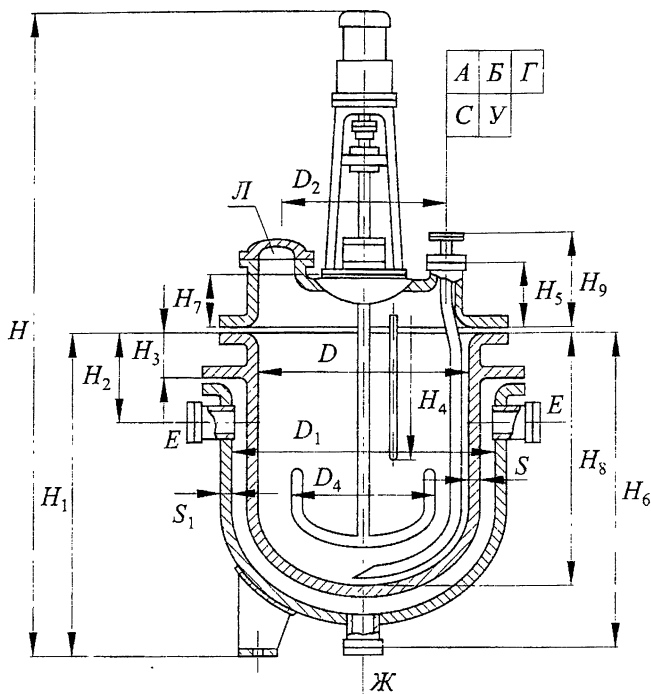


Рис. III. Чугунный эмалированный аппарат

Таблица V

Основные параметры чугунных эмалированных аппаратов (рис. III)

Показатель	Условное обозначение аппарата				
	ЧЭр 0,4-0-12-01 ЧЭрв 0,4-0-12-01	ЧЭр 0,63-0-12-01 ЧЭрв 0,63-0-12-01	ЧЭр 1,25-0-12-01 ЧЭрв 1,25-0-12-01	ЧЭр 2,0-0-12-01 ЧЭрв 2,0-0-12-01	
Объем, м ³	0,4	0,63	1,25	2	
Остаточное давление в корпусе, кПа (мм рт.ст.)	40 (300)				
Условное давление, МПа (кгс/см ²)	0,3 (3)				
в корпусе	0,6 (6)				
в рубашке					
Площадь поверхности теплообмена, м ²	1,97	2,42	4,55	6,41	
Диаметр вала мешалки в зоне уплотнения, мм	57	57	76	76	

Основные размеры, мм	D	900	1000	1200	1400
	D_1	1000	1100	1300	1500
	D_2	710	790	850	950
	D_4	580	650	900	1050
	H	2260	2410 (2550)*	2990 (3125)*	3240 (3395)*
	H_1	960	1090	1537	1770
	H_2	345	345	455	455
	H_3	215	215	250	250
	H_4	800	930	930	1160
	H_5	142	150	200	227
	H_6	857	990	1415	1650
	H_7	205	222	258	293
	H_8	750	880	1300	1530
	H_9	260	265	315	340
	S	21	23	21	24
S_1	8	8	10	10	
Масса, кг		1275	1590 (1630)*	2435 (2475)*	3285 (3325)*
Мощность электродвигателя, кВт		0.75	1.5 (2,2)*	3	3
Частота вращения мешалки, с ⁻¹ (об/мин)		0,83 (50)			

*Цифры, приведенные в скобках, относятся к аппаратам типа ЧЭрв. Уплотнение вала мешалки – сальниковое. Изготовитель – Фастовский завод химического машиностроения «Красный Октябрь».

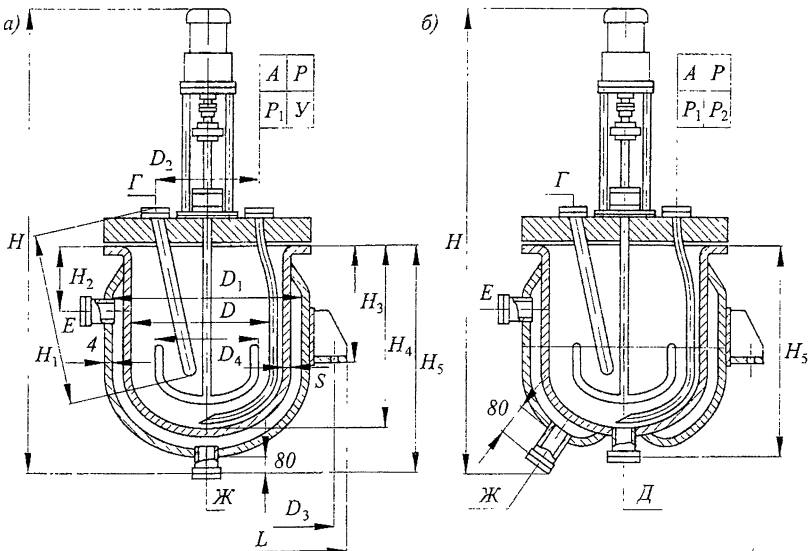


Рис. IV. Стальные эмалированные аппараты с эллиптическим дном и плоской съемной крышкой типа СЭр (а) и СЭрн (б)

Основные параметры стальных эмалированных аппаратов
с эллиптическими днищем, и плоской съемной крышкой (рис. IV)

Показатель	Условное обозначение аппарата						
	СЭр 0,01-1-02-01 СЭрн 0,01-1-02-01	СЭр 0,025-1-02-01 СЭрн 0,025-1-02-01	СЭр 0,04-1-02-01 СЭрн 0,04-1-02-01	СЭр 0,063-1-02-01 СЭрн 0,063-1-02-01	СЭр 0,1-1-02-01 СЭрн 0,1-1-02-01	СЭр 0,16-1-02-01 СЭрн 0,16-1-02-01	
Объем, м ³	0,01	0,025	0,04	0,063	0,1	0,16	
Остаточное давление в корпусе, кПа (мм рт.ст)	4 (30)						
Условное давление в корпусе и рубашке, МПа (кгс/см ²)	0,6 (6)						
Площадь поверхности теплообмена, м ²	0,16	0,29	0,4	0,52	0,81	1,03	
Диаметр вала мешалки в зоне уплотнения, мм	25	25	25	25	25	25	
Основные размеры, мм	<i>D</i>	250	350	400	500	500	600
	<i>D</i> ₁	300	400	450	550	550	650
	<i>D</i> ₂	200	260	290	360	360	400
	<i>D</i> ₃	438	538	588	688	688	808
	<i>D</i> ₄	170	270	320	420	420	520
	<i>H</i>	1090 (1070)*	1170 (1150)*	1230 (1210)*	1230 (1210)*	1420 (1400)*	1470 (1450)*
	<i>H</i> ₁	115	175	195	195	375	465
	<i>H</i> ₂	110	140	140	140	160	190
	<i>H</i> ₃	175	220	270	270	360	400
	<i>H</i> ₄	220	300	360	360	550	600
	<i>H</i> ₅	330 (260)*	410 (340)*	470 (400)*	470 (400)*	660 (590)*	710 (640)*
	<i>L</i>	468	568	638	718	718	838
	<i>L</i> ₁	235	285	310	360	360	410
<i>S</i>	3,9	5	5	6	6	6	
Масса, кг	155 (150)*	155 (195)*	180 (225)*	220 (270)*	250 (305)*	310 (365)*	
Мощность электродвигателя, кВт	0,75						
Частота вращения вала мешалки, с ⁻¹ (об/мин)	1,25 (75)						

*Цифры, приведенные в скобках, относятся к аппаратам типа СЭрн.

Уплотнение вала мешалки – одинарное торцовое 01 (последние две цифры условного обозначения).

Изготовитель – Черновицкий завод «Карпаты».

Таблица VII

Основные параметры стальных эмалированных аппаратов с эллиптическими днищем, крышкой и якорной мешалкой (рис. V)

Показатель	Условное обозначение аппарата						
	СЭрн 0,63-2-02 СЭрн 0,63-2-12 СЭрив 0,63-2-02 СЭрив 0,63-2-12	СЭрн 1,0-2-02 СЭрн 1,0-2-12 СЭрив 1,0-2-02 СЭрив 1,0-2-12	СЭрн 1,6-2-02 СЭрн 1,6-2-12 СЭрив 1,6-2-02 СЭрив 1,6-2-12	СЭрн 2,5-2-02 СЭрн 2,5-2-12 СЭрив 2,5-2-02 СЭрив 2,5-2-12	СЭрн 4,0-2-02 СЭрн 4,0-2-12 СЭрив 4,0-2-02 СЭрив 4,0-2-12	СЭрн 6,3-2-02 СЭрн 6,3-2-12 СЭрив 6,3-2-02 СЭрив 6,3-2-12	
Объем, м ³	0,63	1	1,6	2,5	4	6,3	
Остаточное давление в корпусе, кПа (мм рт.ст.)	4 (30)						
Условное давление, МПа (кгс/см ²) в корпусе в рубашке	0,6 (6) 1 (10)	0,6 (6) 1 (10)	0,6 (6) 1 (10)	0,3 (3) 0,6 (6)	0,3 (3) 0,3 (3)	0,3 (3) 0,6 (6)	
Площадь поверхности теплообмена, м ²	2,2	3,45	4,73	6,3	9,1	12,3	
Диаметр вала мешалки в зоне уплотнения, мм	57	57	65	65	80	130	
Основные размеры, мм	<i>D</i>	900	1000	1200	1400	1600	1800
	<i>D</i> ₁	1004	1104	1304	1504	1704	2004
	<i>D</i> ₂	620	700	850	950	1000	1220
	<i>D</i> ₄	750	800	950	1050	1250	1550
	<i>H</i>	2742	3022	3314	3602	4684	5585
	<i>H</i> ₁	960	1245	1385	1545	1895	2365
	<i>H</i> ₂	870	1140	1280	1440	1790	2250
	<i>H</i> ₃	550	600	700	750	800	1000
	<i>H</i> ₄	365	405	455	535	610	670
	<i>H</i> ₅	315	345	375	445	500	520
	<i>H</i> ₆	500	700	700	1000	1300	1300
	<i>H</i> ₇	290	290	320	410	410	460
<i>H</i> ₈	1185	1670	1485	1880	2280	2800	
<i>L</i>	1325	1450	1695	1900	2115	2505	
<i>S</i>	12	12	14	14	16	16	
Масса, кг, не более	1060	1400	1886	2438	3700	5200	
Мощность электродвигателя, кВт	1,5		3		5,5	7,5	
Частота вращения вала мешалки, с ⁻¹ (об/мин)	0,83 (50)				0,75 (45)	0,96 (59)	

Примечание. Аппараты выпускаются в двух исполнениях: модель 01 – с сальниковым уплотнением вала и модель 02 – с торцовым уплотнением вала.

Изготовитель – Дзержинское ПО «Заря».

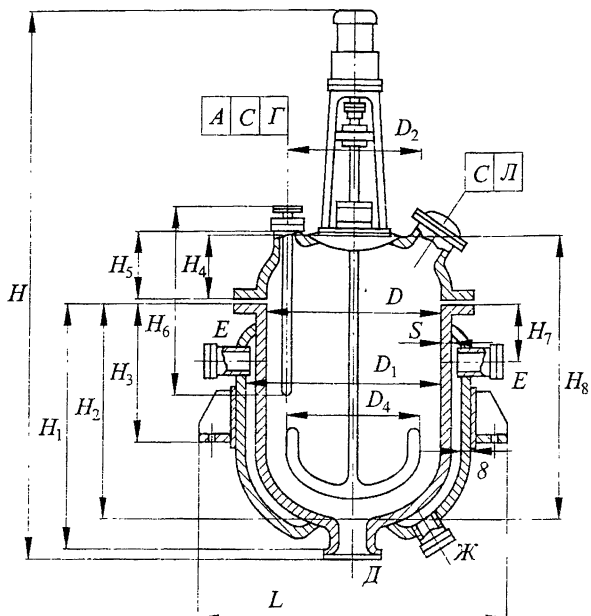


Рис. V. Конструктивное исполнение стальных эмалированных аппаратов с эллиптическим дном, крышкой и якорной мешалкой

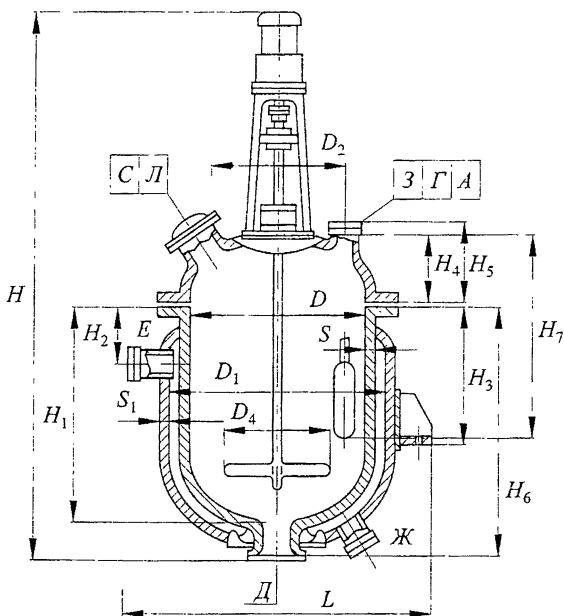


Рис. VI. Конструктивное исполнение стальных эмалированных аппаратов с эллиптическим дном, крышкой и лопастной мешалкой

Основные параметры стальных эмалированных аппаратов с эллиптическими днищем, крышкой и лопастной мешалкой (рис. VI)

Показатель	Условное обозначение аппарата				
	СЭрн 1,6-2-12-02 СЭрив 1,6-2-12-02 СЭрив 1,6-2-12-04	СЭрн 2,5-2-12-02 СЭрив 2,5-2-12-02 СЭрив 2,5-2-12-04	СЭрн 4,0-2-12-02 СЭрив 4,0-2-12-02 СЭрив 4,0-2-12-04	СЭрн 6,3-2-12-02 СЭрив 6,3-2-12-02 СЭрив 6,3-2-12-04	
Объем, м ³	1,6	2,5	4	6,3	
Остаточное давление в корпусе, кПа (мм рт.ст.)	40 (300)				
Условное давление, МПа (кгс/см ²)					
в корпусе	0,3 (3)	0,3 (3)	0,3 (3)	0,3 (3)	
в рубашке	0,6 (6)	0,6 (6)	0,6 (6)	0,4 (4)	
Площадь поверхности теплообмена, м ²	4,33	5,9	8,57	12,59	
Диаметр вала мешалки в зоне уплотнения, мм	76 (80)	76 (80)	110	110	
Основные размеры, мм	<i>D</i>	1200	1400	1600	1800
	<i>D</i> ₁	1300	1550	1750	1950
	<i>D</i> ₂	850	950	1000	1100
	<i>D</i> ₄	850	850	950	1060
	<i>H</i>	3540/3640 (3710)	3780/3880 (3950)	5150/5220 (5250)	5680/5750 (5780)
	<i>H</i> ₁	1240	1430	1780	2250
	<i>H</i> ₂	410	480	430	430
	<i>H</i> ₃	710	625	800	905
	<i>H</i> ₄	390	440	490	530
	<i>H</i> ₅	450	500	525 (560)	575 (610)
	<i>H</i> ₆	1340	1530	1880	2350
	<i>H</i> ₇	1080	1230	1540	2050
	<i>L</i>	1510	1770	2050	2345
<i>S</i>	14	14	16	16	
<i>S</i> ₁	6	6	8	8	
Масса, кг, не более	1770/1820 (1895)	2200/2250 (2325)	3790/3880 (3920)	4760/4860 (4900)	
Мощность электродвигателя, кВт	3		11		
Частота вращения вала мешалки, с ⁻¹ (об/мин)	2,17 (130)		1,66 (100)		

Примечание. Исполнение 02 – модель аппарата с сальниковым уплотнением вала. Исполнение 04 – модель с торцовым уплотнением вала. Размеры в числителе – для аппаратов типа СЭрн, в знаменателе – для аппаратов типа СЭрив. В скобках приведены размеры и масса аппаратов типа СЭрив исполнения 04. Изготовитель – Фастовский завод химического машиностроения «Красный Октябрь».

Таблица IX

Термодинамические свойства неорганических веществ ($q_{\text{обр}}$ — теплота образования вещества, C_p^0 — мольная теплоемкость соединения при 298 К)

Вещество	$q_{\text{обр}}$, кДж/ моль	C_p^0 , Дж/моль·К	Коэффициенты			Температурный интервал, К
			a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^{-5}$	
CO ₂ (г.)	393,51	37,11	44,14	9,04	-8,54	298—2500
AlCl ₃ (кр.)	704,17	91,00	77,12	47,83	—	273—453
CaCl ₂ (кр.)	759,92	72,59	71,88	12,72	-2,51	298—1055
CuCl (кр.)	137,24	48,53	38,27	34,38	—	298—703
CuCl ₂ (кр.)	205,85	71,88	67,44	17,56	—	298—766
Fe ₂ O ₃ (кр.)	822,16	103,76	97,74	72,13	-12,89	298—1000
Fe ₂ O ₄ (кр.)	1117,13	150,79	86,27	208,92	—	298—866
HBr (г.)	36,38	29,14	26,15	5,86	1,09	298—1600
HCN (г.)	-132,00	35,90	39,37	11,30	-6,02	298—2500
HCl (г.)	92,31	29,14	26,53	4,60	1,09	298—2000
HNO ₃ (ж.)	173,00	109,87	—	—	—	—
H ₂ O (ж.)	285,83	75,30	39,02	76,64	11,96	273—380
H ₂ O ₂ (ж.)	187,86	89,33	53,60	117,15	—	298—450
H ₂ S (г.)	20,60	33,44	29,37	15,40	—	298—1800
H ₂ SO ₄ (ж.)	813,99	138,91	156,92	28,30	-23,46	298—553
HSO ₃ Cl (ж.)	555,2	—	—	—	—	—
H ₃ PO ₄ (ж.)	1266,90	106,10	—	—	—	—
KBr (кр.)	393,80	52,30	48,37	13,89	—	298—543
KCl (кр.)	436,68	51,49	41,38	21,76	3,22	298—1000
KMnO ₄ (кр.)	828,89	117,57	—	—	—	—
KOH (кр.)	424,72	65,60	42,66	76,96	—	298—522
K ₂ CO ₃ (кр.)	1150,18	114,44	80,29	109,04	—	630—1171
K ₂ SO ₄ (кр.)	1433,69	130,01	120,37	99,58	-17,82	298—856
MnO ₂ (кр.)	521,49	54,02	69,45	10,21	-16,23	298—523
NH ₃ (г.)	45,94	35,16	29,80	25,48	-1,67	298—1800
NH ₄ Cl-β	314,22	84,10	—	—	—	—
(NH ₄) ₂ SO ₄ (кр.)	1180,31	187,30	103,60	280,80	—	298—600
NO (г.)	-91,26	29,86	29,58	3,58	-0,59	298—2500
NO ₂ (г.)	-34,19	36,66	41,16	11,33	-7,02	298—1500
NaBr (кр.)	361,41	51,90	47,92	13,31	—	—
NaCl (кр.)	411,12	50,81	45,94	16,32	—	298—1070
NaHCO ₃ (кр.)	947,30	87,70	44,89	143,89	—	298—500
NaNO ₃ -α	466,70	93,05	25,69	225,94	—	598—550
NaOH-α	426,35	59,66	7,34	125,00	13,38	298—566
Na ₂ CO ₃ -α	1130,80	111,30	70,63	135,6	—	298—723
Na ₂ S (кр.)	347,47	84,93	82,89	6,86	—	298—1250
Na ₂ SO ₃ (кр.)	1089,43	120,08	107,11	43,51	—	298—1000
Na ₂ SO ₄ -α	1387,21	128,35	82,32	154,36	—	298—522
PCl ₃ (ж.)	320,91	131,38	131,38	—	—	298—340
PCl ₅ (кр.)	445,89	138	138	—	—	298—432
SO ₃ (г.)	395,85	50,09	64,98	11,75	-16,37	298—1300
SOCl ₂ (ж.)	247	120,5	—	—	—	—

Свойства органических соединений

Вещество	C_p^0 , Дж/моль·К	$q_{обр}$, кДж/моль	$t_{пл}$, °С	$q_{пл}$, кДж/моль	$t_{кип}$, °С	$q_{исп}$, кДж/моль
Акрилонитрил	110,9	1759*	-83,5	—	77,5	—
Аланин	—	1622*	297	—	—	—
Анилин	191	-29,7	-5,89	10,56	184,4	55,83
Ацетон	125	247,7	-95,35	5,69	56,24	29,67 ^{56.2}
Ацетонитрил	—	-53,1	-44,9	—	81,6	32,75
Бензиловый спирт	217,8	161,0	-15,3	8,97	205,4	50,48
Бензоилхлорид	—	3275,2*	-0,6	—	197,2	—
Бензойная кислота	146,8	385,2	122,4	17,32	249	—
Бензальдегид	—	3520*	-26	—	179,0	39,62 ²⁵
Бензол	81,6	-82,93	5,533	9,95	80,1	33,85 ²⁵
Бензофенон	—	6512,4*	48,1	17,94	305,9	—
Бутиловый спирт	2,435**	2671,9*	-89,53	9,28	117,3	52,30
Гексан	195	4141,3*	-95,34	13,08	68,74	31,55
Димстиламин	273,2	27,6	-93	5,94	7,4	—
Диоксан	152,9	400,8	11,8	12,85	101,3	35,77 ^{101,32}
1,2-Дихлорэтан	129,0	166,1	-35,87	0,87	83,47	31,45
Диэтиловый эфир	172,0	2726,7*	-116,3	—	35,6	26,60 ²⁰
Изопропиловый спирт	155,2	2003,8*	-89,5	5,37	82,40	45,23 ²⁵
М-Ксилол	183,26	28,39	-47,87	—	139,1	363,6
Малоновый эфир	—	—	-48,9	—	198,9	—
Метан	35,71	74,85	-182,5	0,94	-161,5	8,178
Метиловый спирт	81,6	238,57	-97,88	3,18	64,51	38,45
Мочевина	93,72 ^{24,8}	319,2	132,7	—	—	—
Муравьиная кислота	98,74	409,19	8,25	12,72	100,7	22,24 ^{100,5}
Муравьиный альдегид (формальдегид)	35,35	115,9	-92	—	-19,2	23,30 ^{-19,2}
Пиридин	132,72	-99,96	-41,8	—	115,3	35,54 ^{114,13}
Толуол	156,1	3908,7*	-95	6,62	110,6	37,99 ²⁶
Углерод четырёххлористый	132,6	139,3	-22,87	—	76,75	29,96 ^{76,75}
Уксусная кислота	123,4	487,0	16,75	11,53	118,1	—
Уксусный ангидрид	—	1807*	-73,1	—	140	28,23
Фенол	134,7	164,85	40,9	11,29	181,8	—
Формамид	—	257,7	2,55	—	210,7	—
Хлороформ	116,3	131,8	-63,5	—	51,15	—
Циклогексан	152,3	3923,7*	6,554	2,63	81,4	33,03
Этиловый спирт	113,0	277,63	114,2	5,02	78,39	—

*Мольная теплота сгорания $q_{ст}$, кДж/моль.

**Удельная теплоемкость при постоянном давлении (c_p), кДж/кг·К.

Стандартные термодинамические величины: мольная теплоемкость C_p^0 и $q_{обр}$ приводятся в расчете на один моль вещества, находящегося в стандартном

состоянии, при температуре 298,15 К (25 °С); при этом, за исключением специально оговоренных случаев, предполагается, что вещество находится в устойчивом, при указанных условиях, агрегатном состоянии.

Теплоты плавления $q_{пл}$ и испарения $q_{исп}$ приводятся, если нет специальных указаний, для температур плавления и кипения, при нормальном атмосферном давлении (101,325 кПа); в отдельных случаях температура (в °С) указывается верхним индексом, при численном значении теплоты.

Таблица XI

Теплота растворения солей в воде при 25° С ($q_{раств}$)

m^*	$q_{раств}, \text{кДж/моль}$								
	LiCl	LiBr	NaCl	NaBr	NaI	KCl	KBr	KI	KClO ₄
0,00	37,13	49,02	-3,89	0,63	7,57	-17,23	-20,04	-20,50	-50,84
0,01	36,97	48,91	-4,06	0,50	7,41	-17,39	-20,17	-20,67	-50,89
0,02	36,86	48,87	-4,10	0,42	7,36	-17,44	-20,25	-20,71	-50,84
0,05	36,71	48,74	-4,18	0,31	7,24	-17,51	-20,29	-20,73	-50,66
0,1	36,48	48,62	-4,25	0,29	7,20	-17,55	-20,33	-20,71	-50,37
0,2	36,34	48,39	-4,27	0,27	7,15	-17,57	-20,29	-20,67	—
0,3	36,19	48,28	-4,25	0,29	7,24	-17,55	-20,25	-20,59	—
0,4	36,07	48,20	-4,16	0,40	7,32	-17,50	-20,15	-20,42	—
0,5	35,98	48,12	-4,10	0,44	7,41	-17,43	-20,04	-20,29	..
1,0	35,65	47,74	-3,79	0,86	7,82	-17,28	-19,54	-19,73	—
2,0	35,15	47,11	-3,18	1,65	8,62	-16,72	-18,68	-18,62	—
3,0	34,52	45,63	-2,66	2,28	9,37	-16,17	-17,99	-17,66	..
4,0	33,89	46,02	-2,26	2,78	10,04	-15,75	-17,36	-16,82	—
5,0	33,18	45,50	-1,99	3,20	10,54	—	-16,82	-16,09	—
6,0	32,43	44,85	-1,88	3,47	10,92	—	—	-15,47	—
7,0	31,63	44,28	—	3,66	11,13	—	—	-14,92	—
8,0	30,79	43,51	—	3,70	11,25	—	—	-14,46	—
9,0	29,92	42,80	—	3,62	11,25	—	—	—	—
10,0	29,00	41,97	—	—	11,17	—	—	—	—
Насыщ. раствор	19,35	31,88	-1,95	3,61	10,59	-15,45	-16,49	-14,07	—
$m_{нас}$	19,9	18,6	6,15	9,15	12,33	4,82	5,70	8,98	—
m^*	$q_{раств}, \text{кДж/моль}$								
	KNO ₃	NH ₄ Cl	NH ₄ NO ₃	CaCl ₂	K ₂ SO ₄	CuSO ₄	MgSO ₄	MnSO ₄	ZnSO ₄
0,00	-34,93	-14,73	-25,77	82,93	-23,71	73,14	91,63	64,39	83,26
0,01	-35,03	-14,85	-25,77	82,68	-24,48	69,87	89,37	60,71	80,67
0,02	-35,02	-14,94	-25,79	82,38	-24,58	69,33	89,04	60,12	80,29
0,05	-34,94	-15,02	-25,82	81,25	-24,75	68,70	88,45	59,29	79,90
0,1	-34,77	-15,10	-25,75	80,88	-24,78	68,07	87,91	58,70	79,16
0,2	—	-15,19	-25,56	80,50	-24,58	67,57	87,26	57,95	78,78
0,3	—	-15,23	-25,38	80,25	-24,27	67,32	86,92	57,53	78,58
0,4	—	-15,27	-25,21	80,02	-23,95	67,15	86,67	57,24	78,41
0,5	—	-15,27	-25,06	79,83	-23,58	67,03	86,48	57,07	78,28
1,0	—	-15,31	-24,31	79,04	—	66,65	85,77	56,65	77,91
2,0	—	-15,27	-23,05	77,74	—	—	84,87	55,56	77,03

3,0	—	-15,23	-21,97	—	—	—	—	—	75,44
4,0	—	-15,9	-21,17	—	—	—	—	—	—
5,0	—	-15,15	-20,46	—	—	—	—	—	—
6,0	—	-15,10	-19,92	—	—	—	—	—	—
7,0	—	-15,02	-19,41	—	—	—	—	—	—
8,0	—	—	-18,95	—	—	—	—	—	—
9,0	—	—	-18,54	—	—	—	—	—	—
10,0	—	—	-18,16	—	—	—	—	—	—
Насыщ. раствор	—	-15,02	—	—	-22,78	—	—	—	—
$m_{\text{нас}}$	—	7,35	—	—	0,69	—	—	—	—

* m – моляльность (число молей растворенного вещества на 1 кг воды).

При $m = 0$ даны значения q , экстраполированные к бесконечному разбавлению.

Таблица XII

Теплота растворения кислот и оснований в воде при 25 °С ($q_{\text{раств}}$)

Число молей H ₂ O на 1 моль кислоты или щелочи	m , моли кислоты или щелочи на 1 кг H ₂ O	$q_{\text{раств}}$ кДж/моль							
		HCOOH	HCl	HNO ₃	H ₂ SO ₄	H ₃ PO ₄	NH ₃	NaOH	KOH
1	55,51	0,83	26,23	13,11	28,07	-4,52	29,54	—	—
2	27,75	0,87	48,82	20,08	41,92	-0,50	32,05	—	—
3	18,50	0,79	56,85	24,30	48,99	1,88	32,76	28,89	41,80
4	13,88	0,71	61,20	26,98	54,06	3,47	33,26	34,43	45,77
5	11,10	0,67	64,05	28,73	58,03	4,52	33,60	37,76	48,24
6	9,25	0,62	65,89	29,84	60,75	5,36	—	39,87	49,87
8	6,94	0,58	68,23	31,12	64,60	6,40	—	41,92	51,76
10	5,55	0,56	69,49	31,84	67,03	7,11	34,27	42,51	52,66
15	3,70	0,55	70,99	32,46	70,17	8,08	—	42,84	53,62
20	2,78	0,55	71,78	32,67	71,50	8,58	34,43	42,87	53,95
30	1,85	0,56	72,59	32,76	72,68	9,12	34,48	—	—
40	1,39	0,57	73,02	32,75	73,09	—	34,48	—	—
50	1,11	0,60	73,28	32,74	73,35	9,58	34,52	42,53	54,33
75	0,740	0,65	73,65	32,74	73,68	9,87	—	—	—
100	0,555	0,66	73,85	32,75	73,97	10,04	34,56	42,34	54,45
200	0,278	—	74,20	32,80	74,94	10,42	34,64	42,30	54,56
500	0,111	—	74,52	32,90	76,73	10,71	—	42,36	54,75
700	0,0793	—	74,61	32,94	77,57	10,79	—	—	—
1000	0,0555	—	74,68	32,98	78,58	10,84	—	42,47	54,87
2000	0,0278	—	74,82	33,05	80,88	10,96	—	42,55	55,00

5000	0,0111	—	74,93	33,13	84,43	11,05	—	42,66	55,10
10000	0,0056	—	74,99	33,19	87,07	11,09	—	42,72	55,17
20000	0,0028	—	75,04	—	89,62	11,13	—	—	—
50000	0,0011	—	75,08	33,27	92,34	11,17	—	42,80	55,25
∞	0,0000	0,71	75,14	33,34	96,19	(13,4)	34,64	42,87	55,31

Таблица XIII

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Давление (абсолютное), P , кгс/см ²	Температура, t , °C	Удельный объем, v , м ³ /кг	Плотность, ρ , кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости, $H_{ж}$, кДж/кг	Удельная энтальпия пара, $H_{п}$, кДж/кг	Удельная теплота парообразования, r , кДж/кг
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	4,037	759,6	2784	2024

Таблица XIV

Физические свойства воды на линии насыщения

P , кгс/см ²	t , °C	ρ , кг/м ³	H , кДж/кг	c , кДж/кг·K	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/м·K	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	$\beta \cdot 10^4$, K ⁻¹	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1790	1,79	-0,63	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1310	1,31	0,70	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1000	1,01	1,82	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	804	0,81	3,21	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	657	0,66	3,87	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	549	0,556	4,49	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	470	0,478	5,11	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	406	0,415	5,70	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	355	0,365	6,32	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	315	0,326	6,95	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	282	0,295	7,5	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	256	0,268	8,0	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	231	0,244	8,6	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	212	0,226	9,2	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	196	0,212	9,7	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	185	0,202	10,3	1,17

6,30	160	907	671	4,36	68,3	174	0,191	10,8	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	163	0,181	11,5	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	153	0,173	12,2	1,01

Таблица XV

Свойства дифенильной смеси

$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{н}}$ кг/см ²	$\rho, \text{кг/м}^3$		$H, \text{кДж/кг}$		$r,$ кДж/кг	$C_{\text{ж}}$ кДж/кг·К	$\lambda_{\text{ж}}$ Вт/м·К	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	
		жидкости	пара	жидкости	пара				жидкости	пара
20	—	1060	—	12,57	389,67	377,10	1,59	0,137	4,11	—
30	—	1052	—	29,33	402,24	372,91	1,63	0,135	3,19	—
40	—	1044	—	46,09	414,81	368,72	1,68	0,134	2,51	—
50	—	1036	—	62,85	427,38	364,53	1,68	0,133	2,07	—
60	—	1028	—	79,61	439,95	360,34	1,72	0,131	1,73	—
70	—	1020	—	96,37	454,62	358,25	1,76	0,129	1,49	—
80	—	1012	—	115,23	469,28	354,06	1,80	0,128	1,29	—
90	—	1003	—	134,08	483,95	349,87	1,84	0,127	1,14	—
100	0,006	995	0,035	152,94	498,61	345,68	1,89	0,126	1,01	192
110	0,010	987	0,056	171,79	513,28	341,49	1,93	0,123	0,907	123
120	0,017	978	0,087	190,65	527,94	337,30	1,97	0,122	0,822	82
130	0,025	970	0,12	211,60	546,80	335,20	2,01	0,121	0,746	60
140	0,038	961	0,18	232,55	563,56	331,01	2,05	0,120	0,686	42
150	0,053	953	0,24	253,50	582,41	328,92	2,14	0,119	0,633	32
160	0,076	945	0,33	274,45	601,27	326,82	2,18	0,116	0,574	24
170	0,11	937	0,45	297,49	620,12	322,63	2,22	0,115	0,544	18
180	0,15	928	0,60	318,44	638,98	320,54	2,26	0,114	0,508	14
190	0,20	920	0,81	341,49	657,83	316,35	2,30	0,113	0,476	10,5
200	0,25	912	0,99	364,53	678,78	314,25	2,35	0,110	0,446	8,8
210	0,33	904	1,3	389,67	699,73	310,06	2,39	0,109	0,421	6,8
220	0,42	896	1,9	414,81	720,68	305,87	2,43	0,108	0,397	5,6
230	0,52	887	2,0	439,95	741,63	301,68	2,47	0,107	0,378	4,7
240	0,64	879	2,4	465,09	762,58	297,49	2,56	0,105	0,360	3,9
250	0,86	871	3,2	490,23	781,44	291,21	2,6	0,104	0,341	3,0
260	1,05	863	3,9	515,37	802,39	287,02	2,64	0,102	0,326	2,5
270	1,34	854	5,0	540,51	821,24	280,73	2,68	0,101	0,313	2,0
280	1,66	845	6,1	567,75	842,19	274,45	2,68	0,100	0,299	1,7
290	1,99	835	7,2	597,08	867,33	270,26	2,72	0,098	0,287	1,4
300	2,38	825	8,7	626,41	890,38	263,97	2,77	0,097	0,276	1,2
310	2,82	815	10,4	913,42	913,42	257,69	2,81	0,095	0,266	1,0
320	3,32	804	12,2	682,97	936,47	253,5	2,81	0,094	0,259	0,9
330	3,90	794	14,5	712,30	959,51	247,21	2,85	0,092	0,251	0,78
340	4,56	783	17	741,63	984,65	243,02	2,89	0,091	0,243	0,68
350	5,31	772	20	770,96	1007,7	247,21	2,89	0,090	0,236	0,59
360	6,14	761	23	800,29	1030,74	230,45	2,93	0,088	0,229	0,52
370	7,08	750	26	829,62	1055,88	226,26	2,93	0,086	0,223	0,46
380	8,15	739	30	858,95	1078,93	219,98	2,97	0,085	0,218	0,39

Таблица XVI

Физические свойства жидкого дитоллилметана

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c_p, \text{кДж/кг}\cdot\text{К}$	$\lambda, \text{Вт/м}\cdot\text{К}$	$\mu\cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu\cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
10	990	1,529	0,115	7122,06	7,20	94,8
20	983	1,554	0,114	4767,66	4,85	65,1
40	968	1,613	0,112	2521,17	2,60	36,4
60	953	1,672	0,109	1559,79	1,64	23,9
80	939	1,726	0,107	1000,62	1,07	16,1
100	924	1,785	0,105	800,50	0,866	13,7
120	909	1,844	0,102	600,37	0,661	10,8
140	895	1,898	0,100	505,22	0,564	9,56
150	888	1,927	0,099	469,90	0,529	9,13
160	880	1,957	0,098	441,45	0,501	8,79
180	866	2,011	0,096	382,59	0,442	8,03
200	851	2,070	0,094	341,39	0,401	7,51
220	829	2,129	0,090	313,92	0,379	7,35
240	807	2,183	0,087	274,68	0,341	6,86
250	796	2,212	0,086	264,87	0,333	6,83
260	785	2,242	0,084	250,16	0,319	6,65
280	763	2,296	0,081	225,63	0,296	6,39
300	740	2,355	0,078	206,01	0,278	6,22
320	718	2,413	0,075	189,33	0,263	6,04
340	696	2,468	0,072	176,58	0,255	6,08
360	674	2,527	0,069	166,77	0,248	6,05

Таблица XVII

Теплота парообразования дитоллилметана

$t, ^\circ\text{C}$	296	320	340	360	380	400	420	440	460	480
$r, \text{кДж/кг}$	334,9	330,8	326,6	318,2	301,4	291,2	263,8	242,8	224,0	162,3

Таблица XVIII

Физические свойства дитоллилметана в парообразном состоянии

Температура, $^\circ\text{C}$	Давление насыщенных паров, $p\cdot 10^{-5}$ Па	Плотность насыщенных паров, кг/м^3
300	1,0675	3,6
350	2,200	6,8
400	4,7088	15,4
450	5,886*	37,3

*При 420 $^\circ\text{C}$.

Таблица XIX

Физические свойства масла АМТ-300

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$\nu\cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$c_p, \text{кДж/кг}\cdot\text{К}$	$\lambda, \text{Вт/м}\cdot\text{К}$
20	969	159	1,601	0,120
40	948	44,6	1,672	0,119
60	937	16,8	1,730	0,117
80	925	8,46	1,806	0,115

Окончание таблицы XIX

100	913	6,17	1,873	0,114
120	901	4,44	1,940	0,112
140	889	2,47	2,011	0,110
160	879	1,77	2,078	0,108
180	863	1,31	2,145	0,106
200	849	1,09	2,212	0,104
220	835	0,914	2,279	0,102
240	822	0,775	2,346	0,100
260	808	0,663	2,413	0,099
280	794	0,569	2,480	0,095
300	781	0,507	2,548	0,093
320	767	0,465	2,615	0,091
340	753	0,406	2,682	0,088
360	740	0,359	2,682	0,088

Таблица XX

Физические свойства водных растворов хлорида натрия,
при низких температурах

Массовая доля соли в растворе, %	Температура замерзания, °С	$\eta \cdot 10^4$, Па·с					λ , Вт/м·К		
		0 °С	-5 °С	-10 °С	-15 °С	-20 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С
0,1	0,0	17,66	—	—	—	—	0,582	—	—
1,5	-0,9	17,85	—	—	—	—	0,578	—	—
2,9	-1,8	18,05	—	—	—	—	0,576	—	—
4,3	-2,6	18,25	—	—	—	—	0,573	—	—
5,6	-3,5	18,44	—	—	—	—	0,571	—	—
7,0	-4,4	18,74	—	—	—	—	0,569	—	—
8,3	-5,4	19,13	23,05	—	—	—	0,566	—	—
9,6	-6,4	19,62	23,74	—	—	—	0,564	—	—
11,0	-7,5	20,21	24,43	—	—	—	0,561	—	—
12,3	-8,6	20,80	25,21	—	—	—	0,558	—	—
13,6	-9,8	21,48	26,09	—	—	—	0,556	—	—
14,9	-11,0	22,37	27,17	33,45	—	—	0,554	0,519	—
16,2	-12,2	23,25	28,35	34,92	—	—	0,551	0,516	—
17,5	-13,6	24,33	29,72	36,79	—	—	0,549	0,514	—
18,8	-15,1	25,60	31,20	38,75	47,77	—	0,547	0,512	—
20,0	-16,6	26,88	32,77	40,81	50,13	—	0,544	0,509	—
21,2	-18,2	28,25	34,43	43,07	52,78	—	0,542	0,507	—
22,4	-20,0	29,63	36,40	45,62	55,82	68,67	0,541	0,506	0,477
23,1	-21,2	30,41	37,47	47,09	57,49	70,44	0,540	0,505	0,476
23,7	-17,2	31,39	38,55	48,66	59,35	—	0,539	0,504	—
24,9	-9,5	32,96	40,71	—	—	—	0,536	—	—
26,1	-1,7	34,73	—	—	—	—	0,534	—	—
26,3	0,0	35,02	—	—	—	—	0,534	—	—

Таблица XXI

Плотность водных растворов хлорида натрия

Массовая доля соли в растворе, %	Плотность, кг/м ³					
	15 °С	0 °С	-5 °С	-10 °С	-15 °С	-20 °С
10	1075	1078	1079	—	—	—
11	1082	1086	1087	—	—	—
12	1089	1093	1095	—	—	—
13	1098	1101	1102	—	—	—
14	1103	1108	1110	—	—	—
15	1111	1116	1117	1119	—	—
16	1119	1124	1125	1125	—	—
17	1127	1133	1134	1135	—	—
18	1134	1141	1142	1144	—	—
19	1141	1147	1148	1149	1151	—
20	1151	1158	1160	1162	1163	—
21	1160	1165	1168	1169	1171	—
22	1168	1174	1176	1178	1180	—
23	1174	1181	1183	1185	1187	1188
24	1184	1191	1194	1196	1198	—
25	1193	1199	1202	1204	—	—

Таблица XXII

Удельная теплоемкость водных растворов хлорида натрия
и хлорида кальция (кДж/кг · К)

Массовая доля соли в растворе, %				Массовая доля соли в растворе, %			
	0 °С	-10 °С	-20 °С		0 °С	-10 °С	-20 °С
1.5	4.077	—	—	14.9	3.553	3.541	—
2.9	4.006	—	—	16.2	3.515	3.503	—
4.3	3.943	—	—	17.5	3.478	3.469	—
5.6	3.884	—	—	18.8	3.444	3.432	—
7.0	3.830	—	—	20.0	3.411	3.398	—
8.3	3.775	—	—	21.2	3.377	3.365	—
9.6	3.725	—	—	22.4	3.344	3.335	3.323
11.0	3.679	—	—	23.1	3.331	3.323	3.310
12.3	3.633	—	—	26.3	3.251	—	—
13.6	3.591	3.582	—				

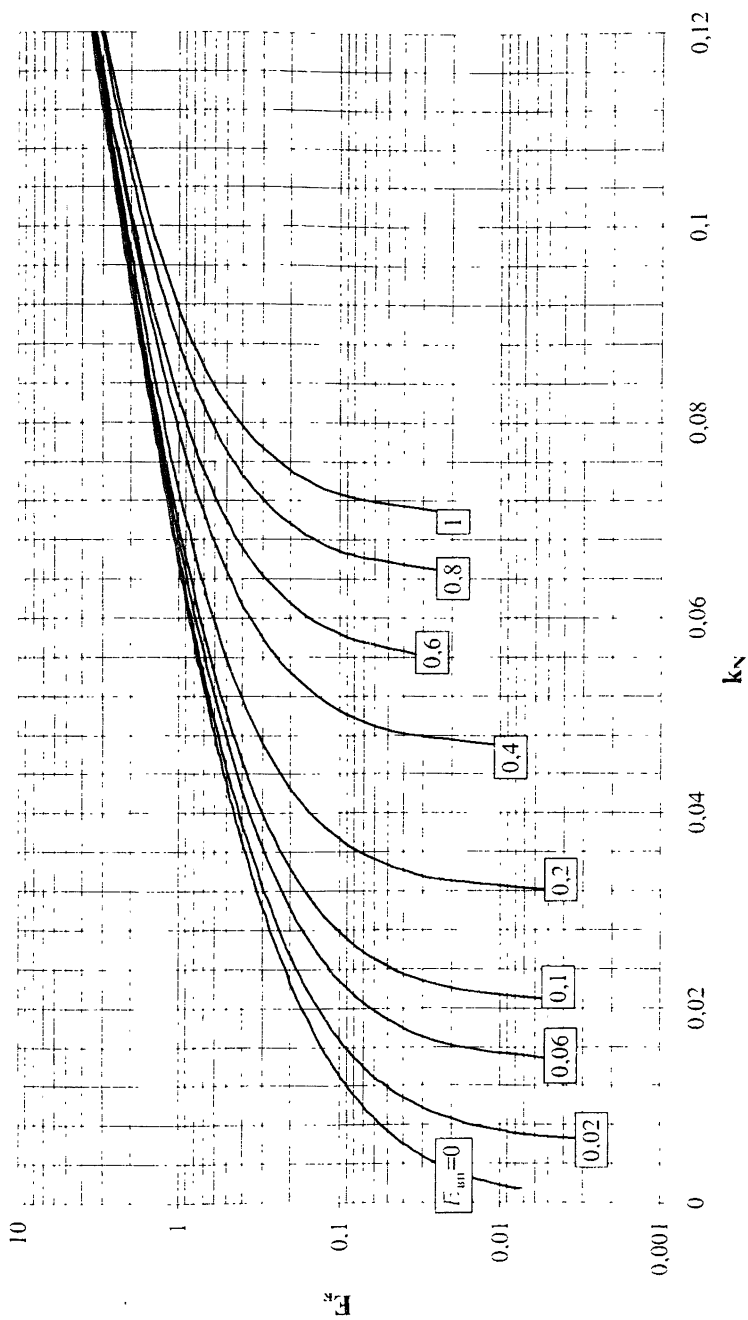


Рис. VII. Номограмма для определения k_v в зависимости от сопротивления корпуса (E_m) и внутренних устройств (E_{int}) для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 1,33$

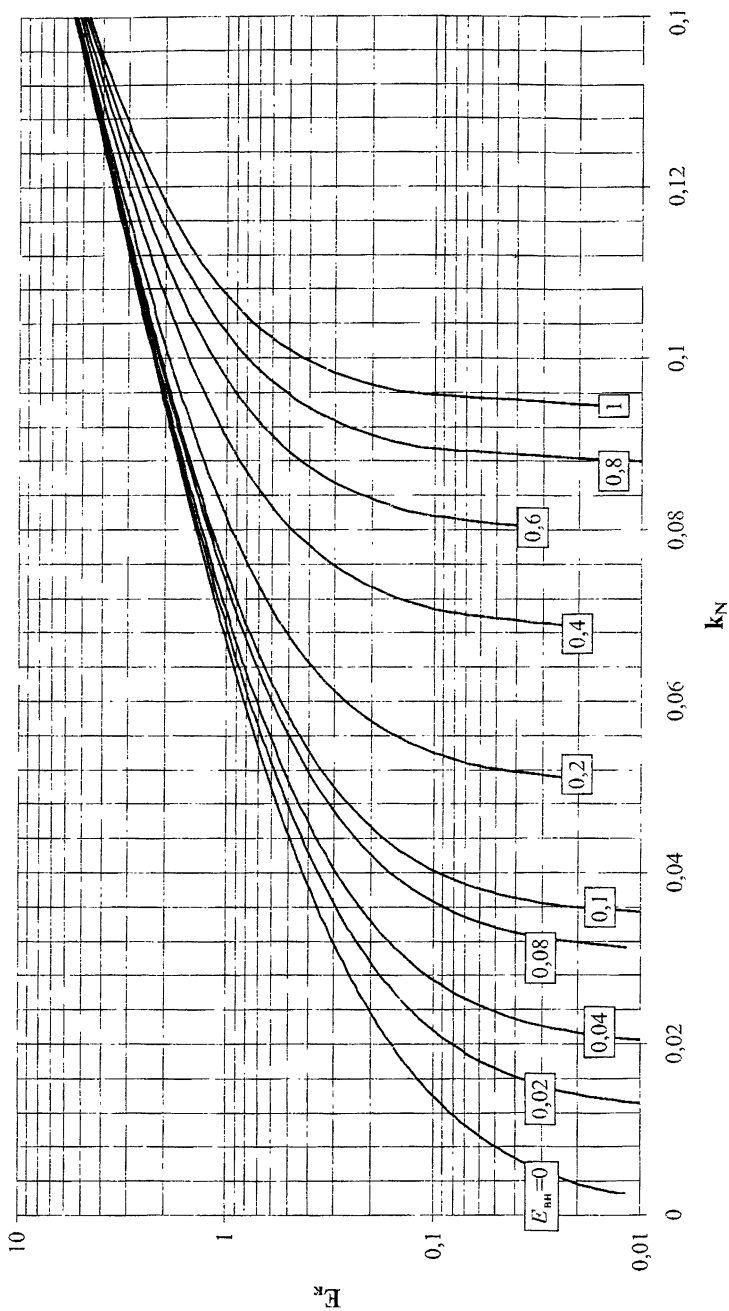


Рис. VIII. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса (E_k) и внутренних устройств (E_{br}) для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 1, 5$

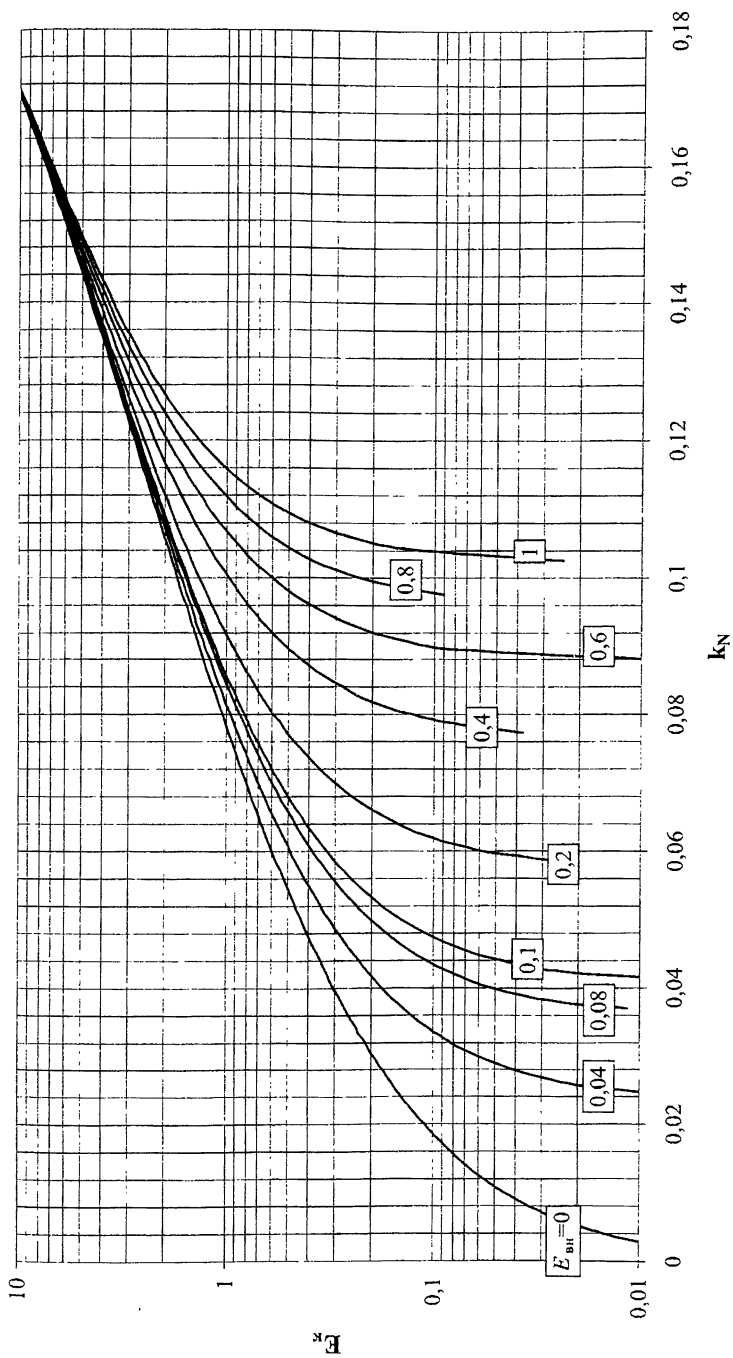


Рис. IX. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса (E_k) и внутренних устройств ($E_{\text{врт}}$) для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 2$

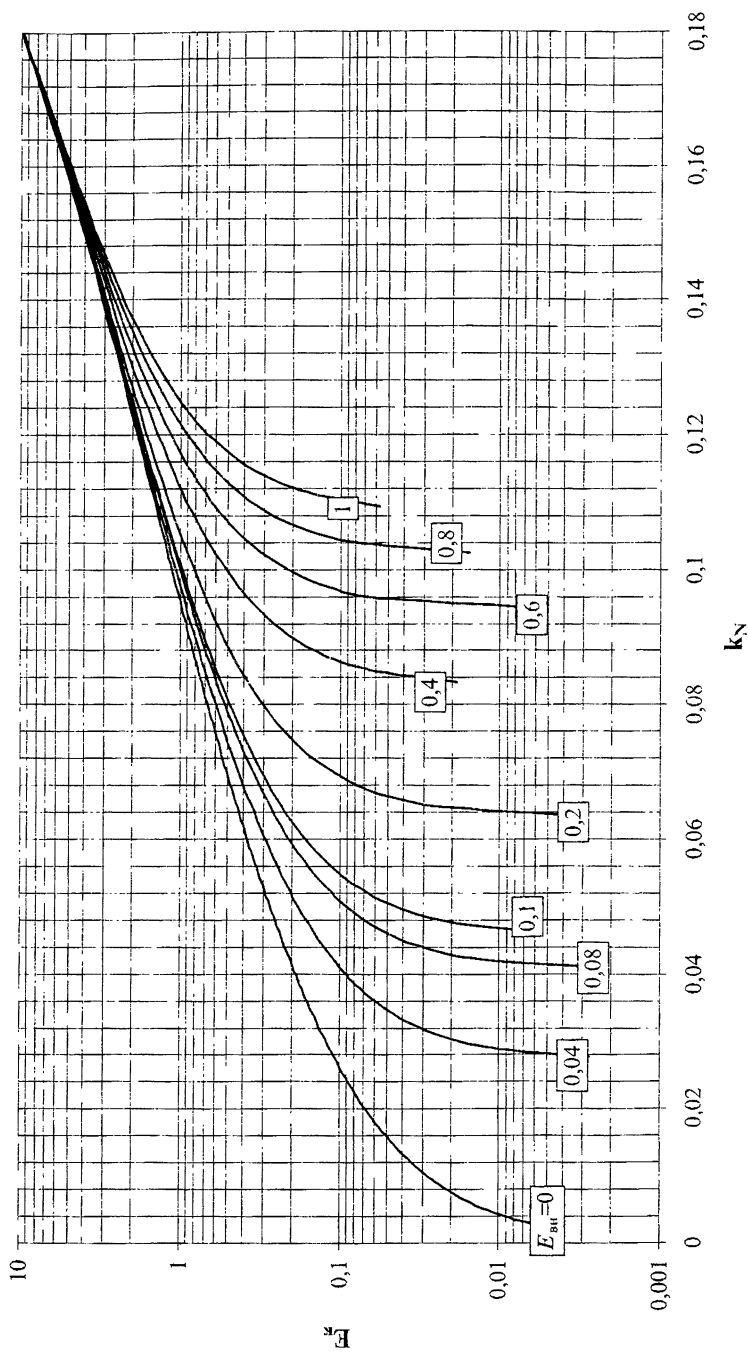


Рис. X. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса (E_k) и внутренних устройств ($E_{вн}$) для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 2,5$

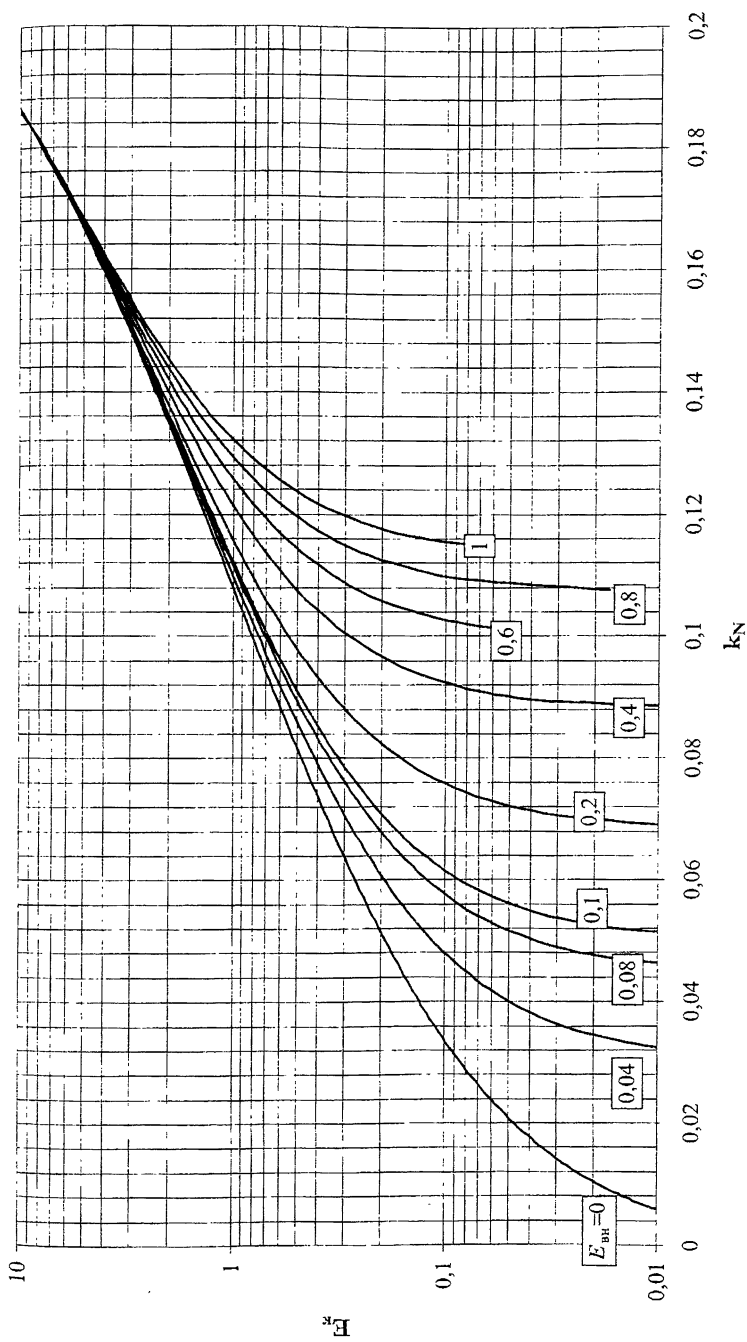


Рис. XI. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса ($E_{\text{вн}}$) и внутренних устройств ($E_{\text{вн}}$) для мшалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_M = 3$

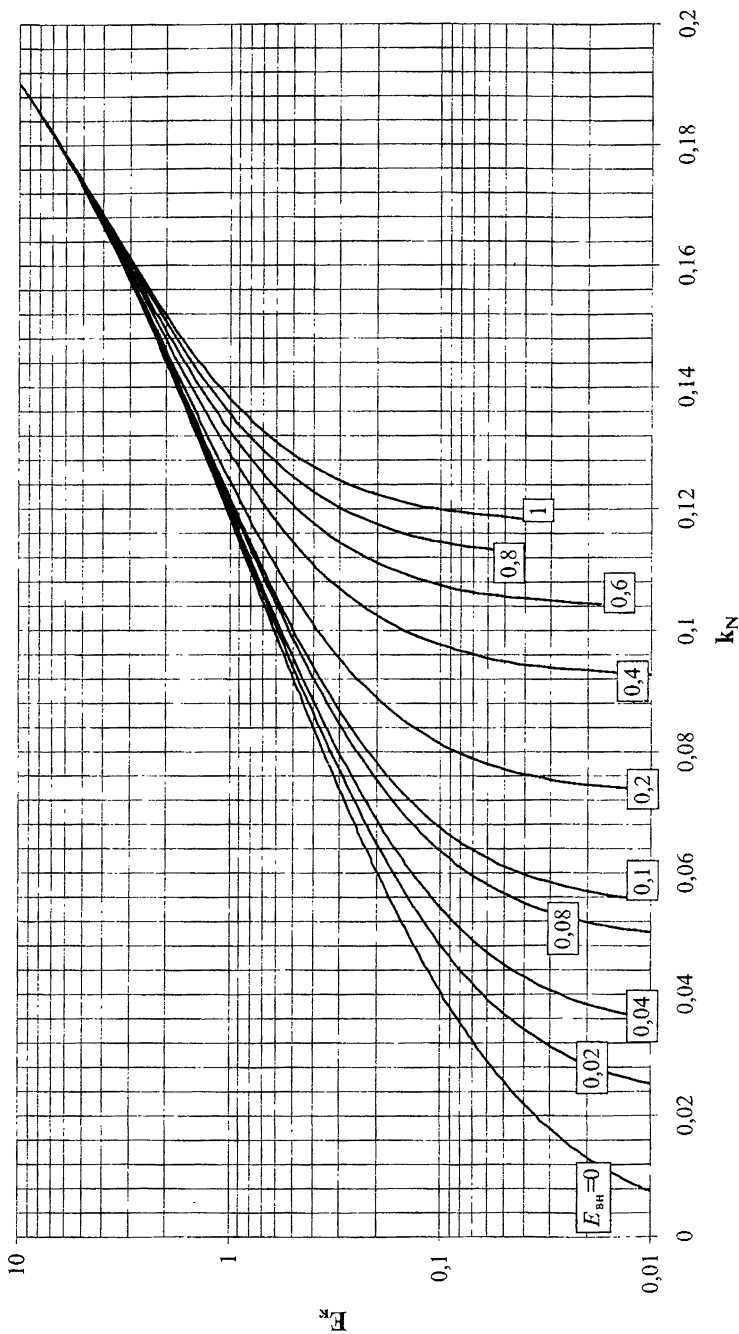


Рис. XII. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса (E_k) и внутренних устройств ($E_{\text{вн}}$) для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 3,5$

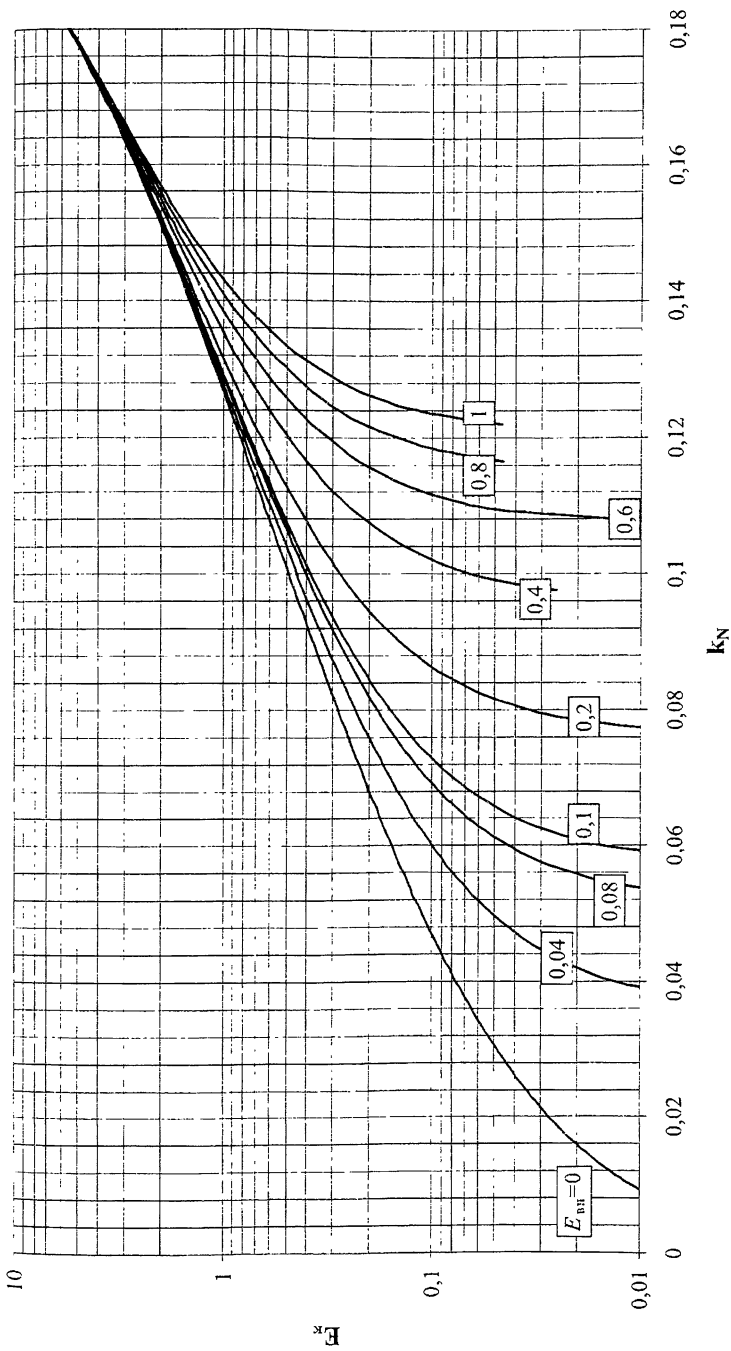


Рис. XIII. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса (E_k) и внутренних устройств ($E_{вн}$) для мешалок с горизонтальным расположением лопастей, при отношении $D/d_M = 4$

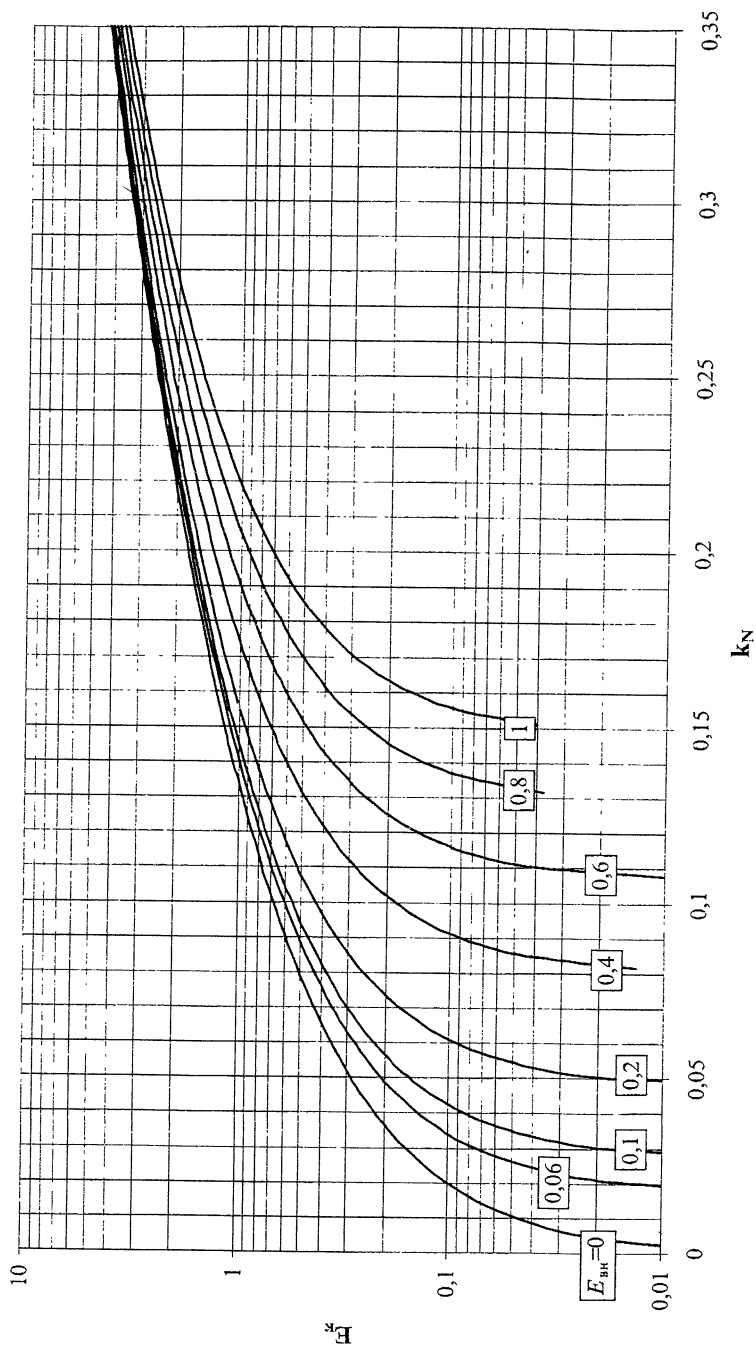


Рис. XIV. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопрогивления корпуса (E_v) и внутренних устройств (E_{vn}) для мешалок с вертикальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 1,16$

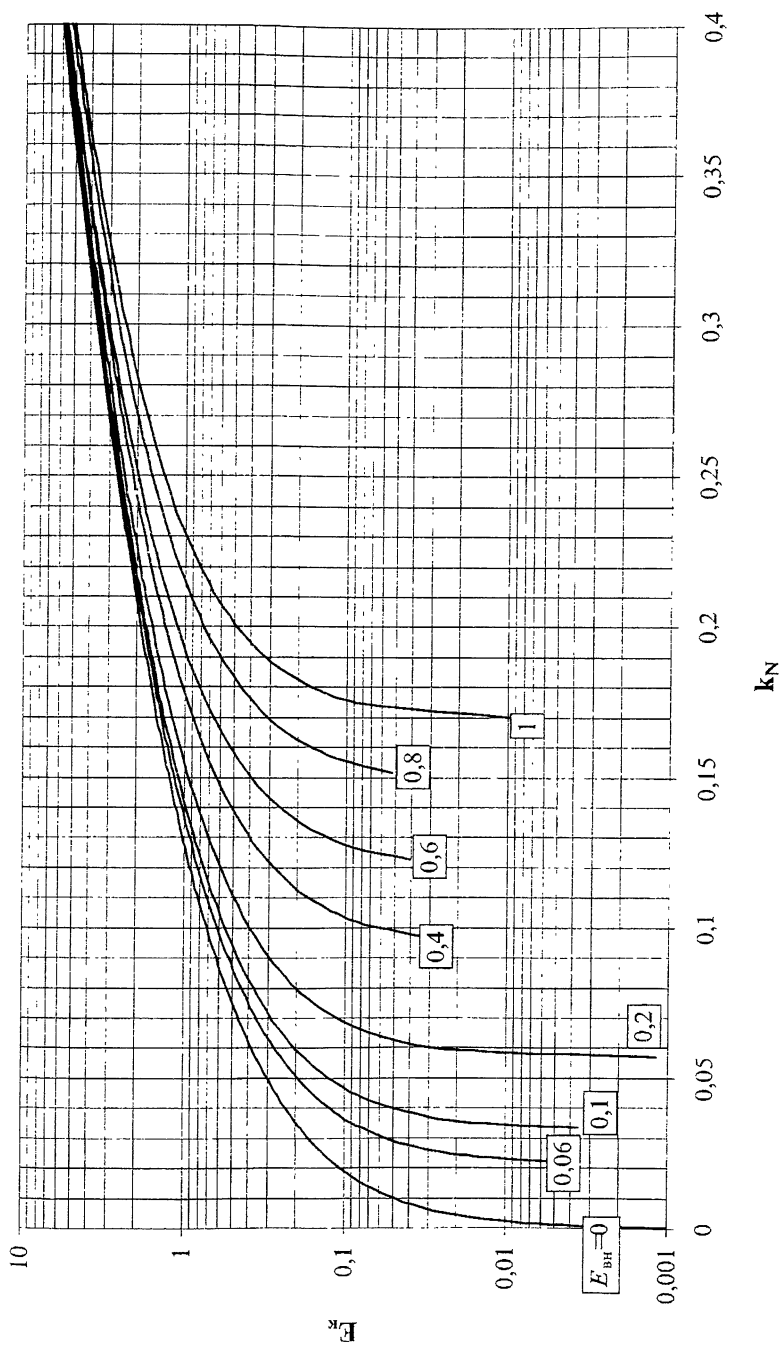


Рис. XV. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса (E_k) и внутренних устройств ($E_{вн}$) для мешалок с вертикальным расположением лопастей, при отношении $D/d_M = 1,25$

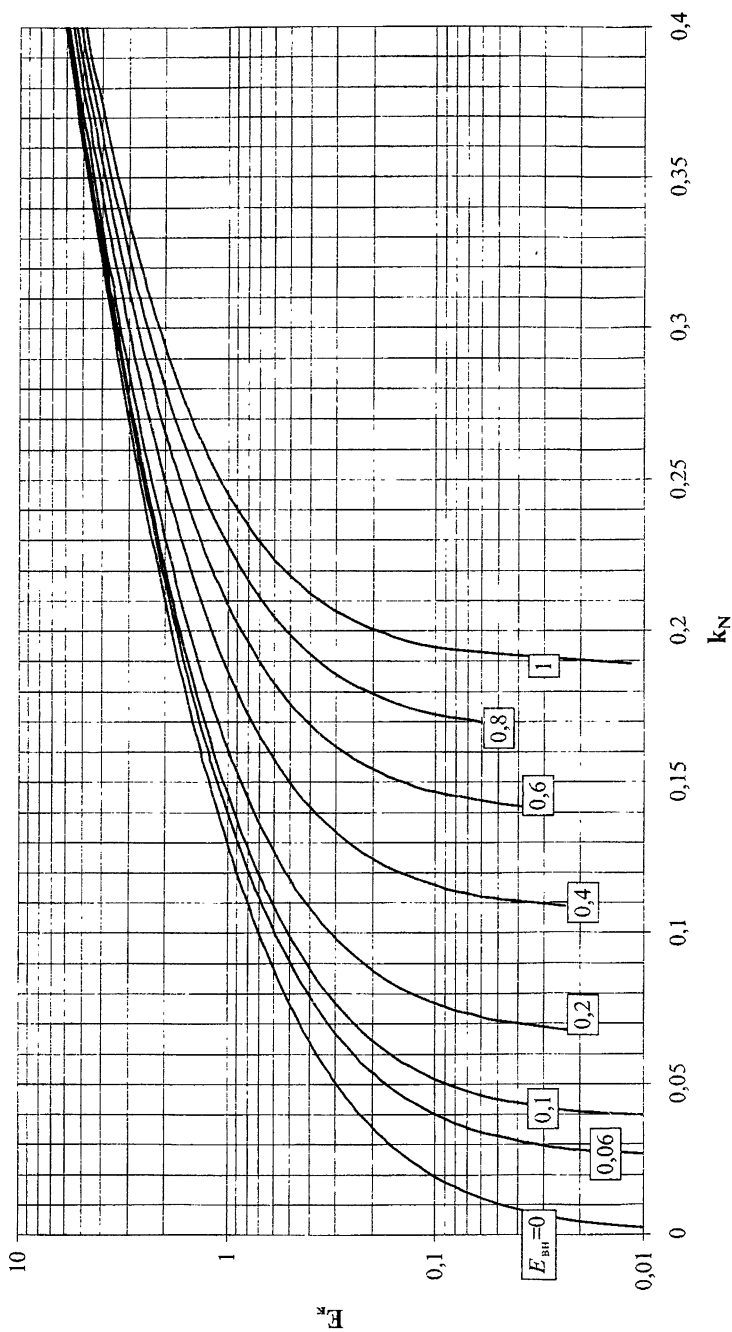


Рис. XVI. Номограмма для определения k_N в зависимости от сопротивления корпуса (E_K) и внутренних устройств ($E_{\text{вн}}$) для мешалок с вертикальным расположением лопастей, при отношении $D/d_M = 1,33$

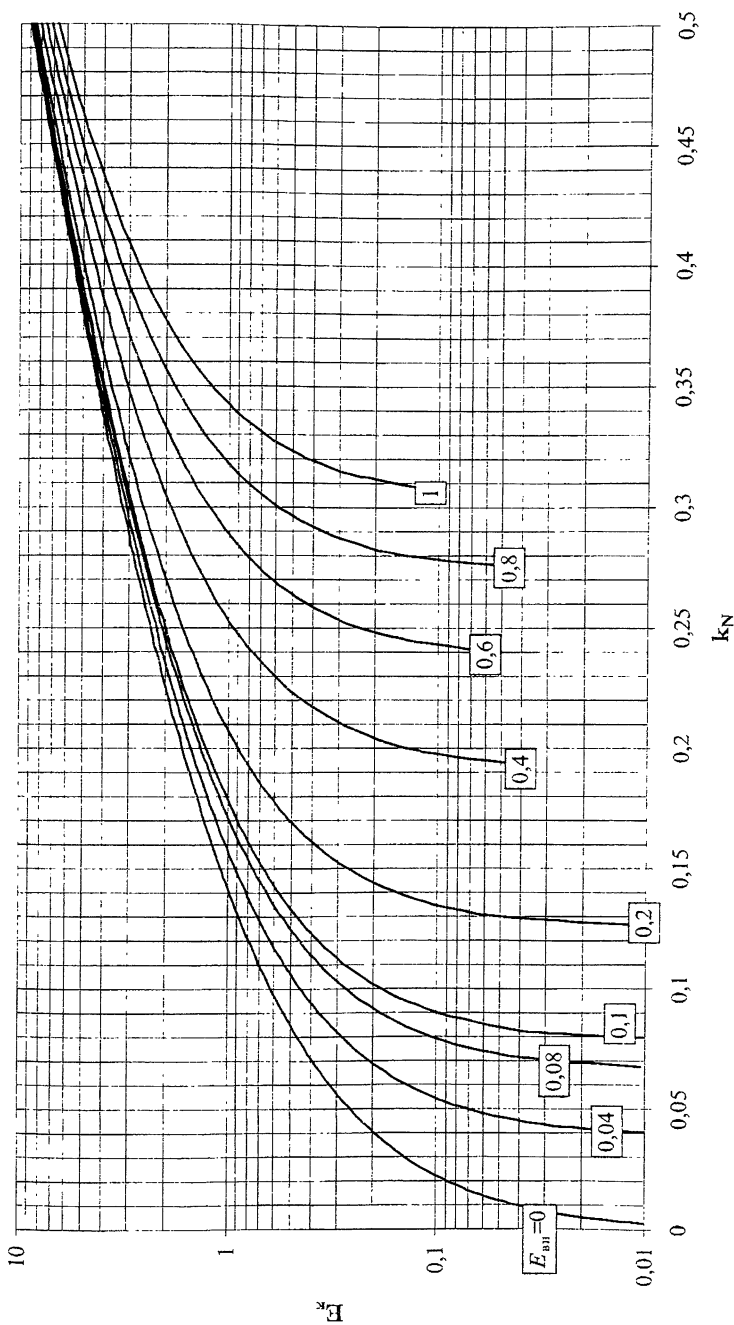


Рис. XVII. Номограмма для определения K_v в зависимости от сопротивления корпуса (E_k) и внутренних устройств (E_{rib}) для мешалок с вертикальным расположением лопастей, при отношении $D/d_m = 1,5$

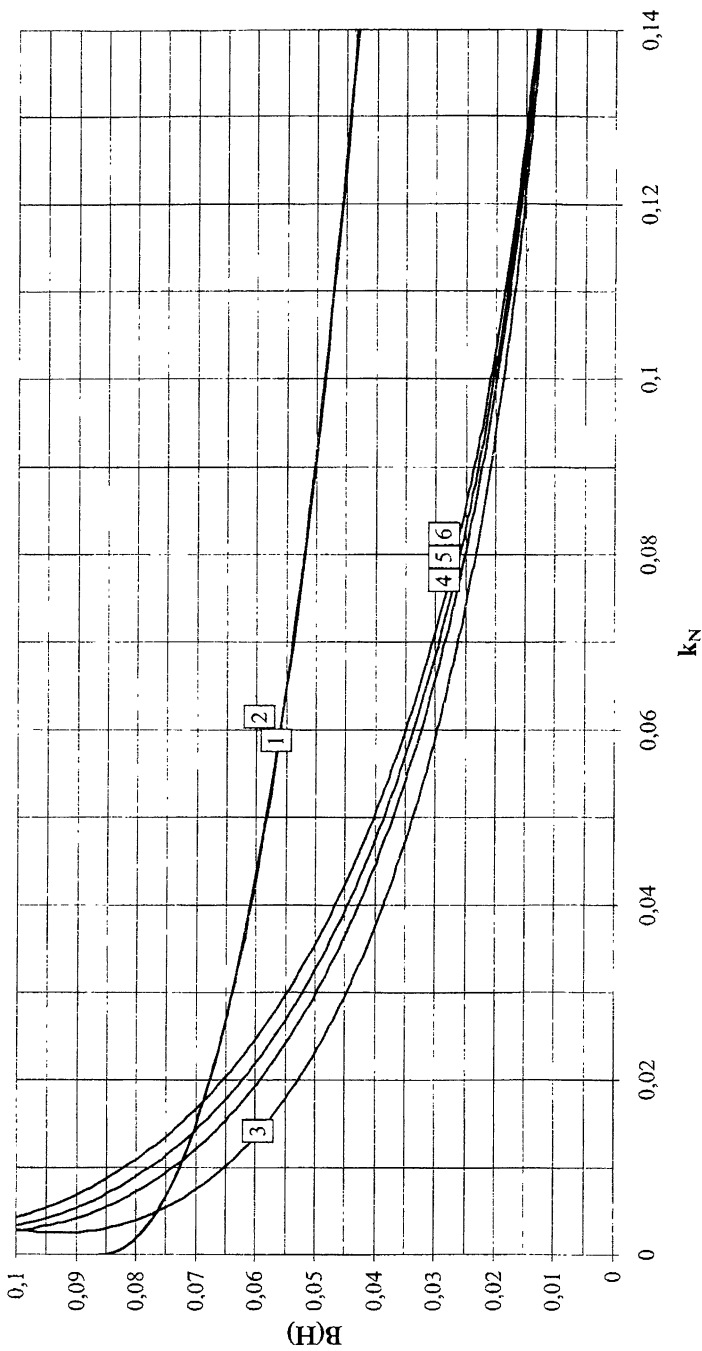


Рис. XVIII. Номограмма для определения $V(H)$ в зависимости от k_N для вертикальных мешалок с $\Gamma = 1, 1,16$ (1) и $\Gamma = 1,25$ (2) и горизонтальных мешалок с $\Gamma = 1,5$ (3); $\Gamma = 2$ (4); $\Gamma = 2,5$ (5); $\Gamma = 4$ (6)

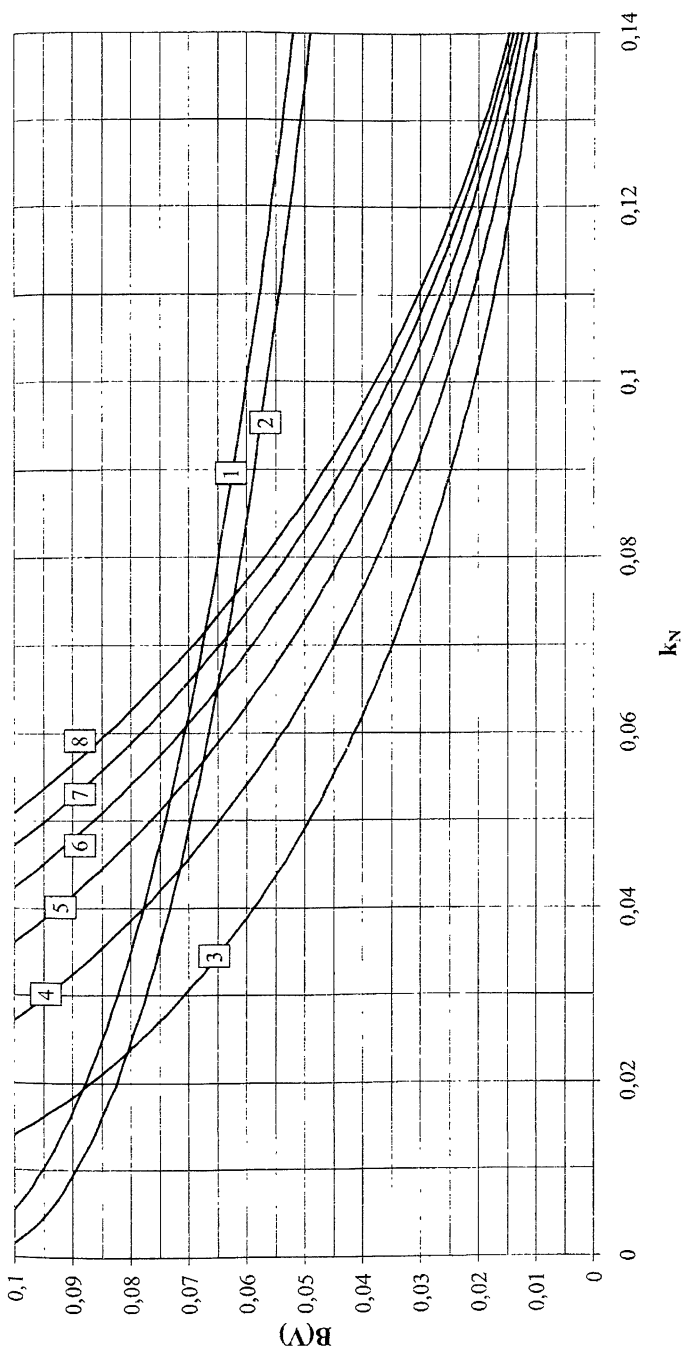


Рис. XIX. Номограмма для определения $V(V)$ в зависимости от k_N для вертикальных мешалок с $\Gamma = 1,16$ (1) и $\Gamma = 1,25$ (2) и горизонтальных мешалок с $\Gamma = 1,5$ (3); $\Gamma = 2$ (4); $\Gamma = 2,5$ (5); $\Gamma = 3$ (6); $\Gamma = 3,5$ (7); $\Gamma = 4$ (8)