

Министерство образования и науки Российской Федерации  
**Федеральное государственное бюджетное образовательное  
учреждение высшего профессионального образования  
«Тамбовский государственный технический университет»**

Волжский политехнический институт (филиал)  
Федеральное государственное бюджетное образовательное  
учреждение высшего профессионального образования  
«Волгоградский государственный технический университет»

**О.А. ТИШИН, В.Н. ХАРИТОНОВ, Н.Ц. ГАТАПОВА, А.Н. КОЛИУХ**

# **ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ЭНЕРГО- И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЯ В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

*Рекомендовано Учёным советом университета  
в качестве учебного пособия для студентов,  
обучающихся по специальностям 240801, 240802,  
по направлению подготовки бакалавров и магистров 241000*



---

Тамбов  
Издательство ФГБОУ ВПО «ТГТУ»  
2012

УДК 66.01(075.8)  
ББК *з* 280.73я73  
Т338

Рецензенты:

Доктор технических наук, профессор ФГБОУ ВПО «ТГТУ»  
*М.А. Промтов*

Кандидат технических наук  
заместитель главного инженера ОАО «Пигмент»  
*П.А. Фефелов*

Т338 Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии : учебное пособие / О.А. Тишин, В.Н. Харитонов, Н.Ц. Гатапова, А.Н. Колиух. – Тамбов : Изд-во ФГБОУ ВПО «ТГТУ», 2012. – 92 с. – 100 экз. – ISBN 978-5-8265-1152-7.

Содержит сведения о методах расчёта затрат материальных и энергетических ресурсов, необходимых для осуществления производства, причинах, приводящих к увеличению затрат ресурсов. Изложены основы термодинамического анализа процессов химической технологии, показаны возможности его применения для снижения энергетических затрат на осуществление производства. Приведены примеры расчёта и оптимизации затрат материальных и энергетических ресурсов. Рассмотрены технические приёмы, позволяющие уменьшить потребление материальных и энергетических ресурсов. Даны лабораторные работы.

Предназначено для студентов дневной и заочной форм обучения направлений 240802.65, 240801.65, 241000.62, 241000.68.

УДК 66.01(075.8)  
ББК *з* 280.73я73

**ISBN 978-5-8265-1152-7**

© Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Тамбовский государственный технический университет» (ФГБОУ ВПО «ТГТУ»), 2012

## ВВЕДЕНИЕ

---

Экономия материальных и топливно-энергетических ресурсов относится к важнейшим задачам современной техники. Развитие так называемой энергосберегающей технологии определяет одно из главных направлений научно-технического прогресса и в химической технологии. В этой области техники расходуется около 15% всех энергоресурсов. Во многих химических производствах расход энергии составляет основную часть затрат. Кроме того, топливные ресурсы – нефть, каменный уголь, природный газ – являются одновременно сырьём для получения ряда продуктов химического синтеза. Поэтому необходимо создавать технологии, обеспечивающие комплексное использование этого сырья для производства вещества и энергии.

В последние годы термин «химическая энерготехнология» получает всё большее распространение. Под ним следует понимать совокупность знаний о совместном производстве продуктов и энергии в химической технологии, а также об экономном расходовании энергетических ресурсов. Появление химической энерготехнологии является естественным следствием развития химической технологии, которое вызвано увеличением объёмов производства химических продуктов, ростом единичной мощности агрегатов, и соответственно, энергетических затрат, удорожанием природного энергетического сырья.

В пособии изложены теоретические основы методов экономии сырья и энергии в химической технологии. Научную основу для решения задачи экономии энергии даёт термодинамика (предметом которой является исследование превращения энергии) и, конкретно, термодинамический анализ. Суть его вытекает из двух законов термодинамики, а методы анализа подробно описаны в литературе по технической термодинамике. Обычно инженер-технолог использует термодинамику фазовых и химических равновесий с целью выбора режима, соответствующего максимальному выходу продукта или максимальной степени его извлечения, для расчёта технологического режима и технологической схемы и для расчёта энергетических затрат.

Термодинамический анализ, целью которого является снижение энергетических затрат, большинству химиков-технологов незнаком. Поэтому естественно, что его возможности не используются для поиска способов снижения энергозатрат. Действительно, ко многим идеям инженеры приходят интуитивно, либо благодаря большому практическому опыту. Однако неумение применять «термодинамический метод мышления» приводит к тому, что рядом с рациональными с точки зрения энергетики техническими процессами могут соседствовать нерациональные процессы.

В пособии показана плодотворность применения законов и методов термодинамики на любом этапе создания процесса, начиная от его проектирования и заканчивая усовершенствованием действующего промышленного оборудования.

## УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

---

$A$	– символ вещества;
$a$	– коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2 \cdot \text{с}^{-1}$ ;
$B$	– символ вещества;
$b$	– теоретически необходимое количество воздуха для сжигания одного килограмма топлива;
$c_p$	– теплоёмкость, $\text{Дж} \cdot (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$ ;
$D$	– диаметр аппарата, м;
$d_{\text{тр}}, d_{\text{к}}$	– диаметр трубы, канала, м;
$E$	– энергия активации химической реакции, $\text{Дж} \cdot \text{моль}^{-1}$ ;
$e$	– удельная эксергия, $\text{Дж} \cdot \text{моль}^{-1}$ ;
$F$	– свободная энергия системы;
$f$	– удельная свободная энергия системы;
$F$	– поверхность теплопередачи, $\text{м}^2$ ;
$G$	– изобарно-изотермический потенциал химической реакции, Дж;
$g$	– удельный изобарно-изотермический потенциал химической реакции, $\text{Дж} \cdot \text{моль}^{-1}$ ;
$H$	– высотам;
$\Delta H_p$	– тепловой эффект реакции, $\text{Дж} \cdot \text{кг}^{-1}$ ;
$I$	– энтальпия, $\text{Дж} \cdot \text{кг}^{-1}$ ;
$i$	– удельная энтальпия, $\text{Дж} \cdot \text{кг}^{-1}$ ;
$K_t$	– коэффициент теплопередачи, $\text{Вт} \cdot (\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$ ;
$k$	– константа скорости химической реакции, $\text{с}^{-1}$ ;
$l$	– длина трубы, м;
$M$	– молекулярная масса вещества, $\text{кг} \cdot \text{моль}^{-1}$ ;
$m$	– масса, кг;
$N$	– число молей вещества;
$n$	– число оборотов, $\text{с}^{-1}$ ;
$P$	– давление общее в системе, Па;
$p$	– парциальное давление компонента в смеси, Па;
$\Delta p$	– перепад давления, Па;
$Q$	– количество тепла, Дж;
$q_v$	– расход объёмный, $\text{м}^3 \cdot \text{с}^{-1}$ ;
$q_m$	– расход массовый, $\text{кг} \cdot \text{с}^{-1}$ ;
$q_t$	– тепловой поток, Вт;

- $\Delta q(\bar{x})$  – теплота растворения, Дж·кг<sup>-1</sup>;  
 $R$  – универсальная газовая постоянная, Дж·моль<sup>-1</sup>·°С<sup>-1</sup>;  
 $r$  – теплота парообразования, Дж·кг<sup>-1</sup>;  
 $S_i$  – символ побочных продуктов, Дж·моль<sup>-1</sup>·°С<sup>-1</sup>;  
 $S$  – энтропия, Дж·град<sup>-1</sup>;  
 $s$  – удельная энтропия, Дж·моль<sup>-1</sup>·°С<sup>-1</sup>;  
 $S_n$  – площадь поперечного сечения потока, м<sup>2</sup>;  
 $T, t$  – температура, °С, °С;  
 $\Delta t_{cp}$  – разность температур, °С;  
 $V$  – объём, м<sup>3</sup>;  
 $v$  – скорость движения среды, м·с<sup>-1</sup>;  
 $x$  – степень превращения вещества в химической реакции;  
 $\bar{x}$  – массовая концентрация вещества в жидкой фазе;  
 $x$  – мольная доля вещества в жидкой фазе;  
 $y$  – мольная доля вещества в газовой фазе;  
 $z$  – число труб;  
 $\alpha$  – коэффициент избытка воздуха при сжигании топлива;  
     коэффициент теплоотдачи, Вт·(м<sup>2</sup>·К)<sup>-1</sup>;  
 $\delta$  – толщина стенки, м;  
 $\eta$  – коэффициент полезного действия, коэффициент  
     эффективности использования энергии;  
 $\lambda_{п}$  – коэффициент линейных потерь;  
 $\lambda_{пл}$  – удельная теплота плавления, Дж·кг<sup>-1</sup>;  
 $\lambda$  – коэффициент теплопроводности среды, Вт·(м·К)<sup>-1</sup>;  
 $\mu$  – химический потенциал, Дж;  
 $\nu$  – кинематический коэффициент вязкости, м<sup>2</sup>·с<sup>-1</sup>.  
 $\xi$  – коэффициент местного сопротивления;  
 $\rho$  – плотность вещества, кг·м<sup>-3</sup>;  
 $\sigma_A$  – селективность химического процесса;  
 $\tau$  – время, с;  
 $\Psi_{A_i}$  – выход продукта в сложной химической реакции.

#### *Подстрочные индексы*

- $\text{б}$  – больше;  
 $\text{вх}$  – вход;  
 $\text{вых}$  – выход;  
 $\text{гр.п}$  – греющий пар;  
 $\text{ж}$  – жидкость;  
 $\text{из}$  – изоляция;

м – мешалка;  
о – окружающая среда;  
ВЭР – вторичный энергетический ресурс – низкотемпературный;  
к – корпус аппарата;  
конд – конденсат;  
мтр – межтрубное пространство;  
ор – ориентировочное;  
пр – приведённый;  
р – рубашка аппарата;  
п – пар;  
ст – сталь;  
хл – хладагент;  
ш – штуцер;  
экс – эксергетический;  
тп – теплоноситель;  
тр – трубное пространство;  
эн – энергетический;  
*D* – дистиллят;  
*in* – внутренний;

*Символы начала и конца*

к – конец;  
н – начало;

*Числа подобия*

$$Re = \frac{vd\rho}{\mu} \quad \text{– число Рейнольдса;}$$

$$Pr = \frac{a}{\nu} \quad \text{– число Прандтля;}$$

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \quad \text{– число Нуссельта.}$$

# ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

---

## 1. ЦЕЛИ И ЗАДАЧИ УЧЕБНОЙ ДИСЦИПЛИНЫ

Цель изучаемого курса состоит в изложении теоретических основ и методов экономии материальных ресурсов и энергии в химической технологии и в ознакомлении студентов с практическими результатами применения этих методов.

Целью преподавания дисциплины является изучение современных направлений энерго- и ресурсосбережения в химической технологии, использование для решения подобных задач эксергетического метода, применение информационно-термодинамического принципа, использование методов оптимизации при создании энерго- и ресурсосберегающих производств. Изучение методов математического моделирования и ЭВМ на стадии проектирования, методологии системного анализа при проектировании промышленных предприятий.

Задача курса заключается в подготовке специалиста, владеющего навыками грамотного проектирования и эксплуатации современного химического производства, представляющего собой совокупность технологических процессов и соответствующего технологического и теплоэнергетического оборудования.

Студент должен овладеть навыками изыскания наиболее эффективных методов уменьшения затрат материальных и топливно-энергетических ресурсов при одновременном повышении технологических показателей.

Студент обязан освоить методики термодинамического анализа химического производства для получения информации о происходящих в системе энергетических превращениях, определения КПД системы и отдельных её элементов, распределения и характера потерь в системе, определения относительного веса каждого элемента системы.

Студенту необходимо овладеть приёмами проведения оптимизации различных параметров элементов энерго- и химико-технологических систем с целью получения максимальной термодинамической и экономической эффективности.

Будущий специалист обязан освоить: основные методы расчёта ресурсов, необходимых для осуществления производства; методику установления причин возникновения потерь при осуществлении технологических процессов и факторы, влияющие на величину этих потерь. А также основные методы оценки энергетической эффективности производства; методы расчёта основных видов эксергии и определения потерь эксергии при осуществлении различных технологических процессов; основные приёмы использования вторичных энергоресурсов.

**Взаимосвязь учебных дисциплин.** Качественное обучение студентов дисциплине «Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения» обеспечивают следующие дисциплины учебного плана: «Математика», «Введение в инженерное дело», «Техническая термодинамика и теплотехника», «Теоретические основы технологических процессов», «Процессы и аппараты химической технологии», «Инженерная химия» и др.

Ряд положений и тем данной дисциплины используются при изучении следующих дисциплин: «Машины и аппараты химических производств», «Проектирование предприятий и производств», «Управление техническими системами», а также при курсовом и дипломном проектировании.

## **2. РАСЧЁТ РАСХОДА МАТЕРИАЛЬНЫХ И ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ РЕСУРСОВ НА ОСУЩЕСТВЛЕНИЕ ПРОИЗВОДСТВА**

Производство любого продукта химической промышленности осуществляется по определённой технологии. *Технология* представляет совокупность технологических процессов, осуществляемых в определённой последовательности, оборудования для их проведения и средств управления процессами, позволяющими осуществить превращение исходных веществ в продукты. *Технологический процесс* – целенаправленное воздействие на перерабатываемые вещества, приводящее к изменению их качественных показателей. Химическое предприятие в качестве ресурсов потребляет различные виды сырья (рис. 1).

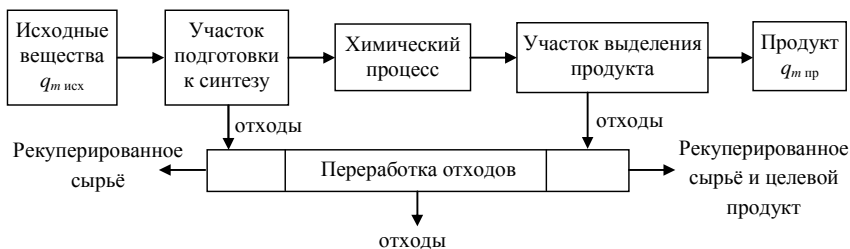
Минимально необходимое для достижения цели количество ресурсов определяется на основании материальных и тепловых балансов для каждой технологической стадии. К сожалению, как технологические процессы, так и оборудование для их осуществления несовершенны. Поэтому использование ресурсов в технологии сопряжено с необратимыми их потерями.

**Определение потребного количества сырья.** Производительность технологической линии определяется количеством продукта, полученного на выходе из нее. Вся технологическая цепочка может быть представлена в виде отдельных укрупнённых блоков:

- 1) подготовка сырья к химическому превращению;
- 2) химическое превращение сырья в продукты химической реакции;
- 3) выделение целевого продукта из смеси продуктов синтеза и доведение его до товарной кондиции;
- 4) рекуперация не прореагировавшего сырья из отходов производства, образующихся на стадиях подготовки и выделения.

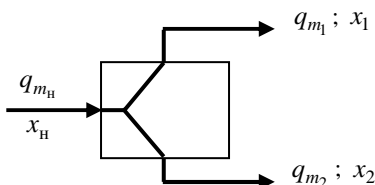
Оборудование химико-технологических производств эксплуатируется в условиях, исключающих выход перерабатываемых веществ из рабочего объёма. Условия эти определяются необходимостью соблюдения требований пожаро- и взрывобезопасности и токсической безопасности.





**Рис. 1. Типичная технологическая схема химического производства**

Поэтому потери перерабатываемых веществ возможны только при осуществлении процессов разделения (целевое вещество распределяется между двумя потоками), несовершенства процессов и оборудования для их осуществления и за счёт неполноты завершения процесса. Самые значительные потери возникают при проведении процессов разделения. Ниже приводится расчёт коэффициента эффективности разделения:



**Рис. 2. Расчётная схема процесса разделения**

В технологической линии встречаются различные потоки. Наиболее распространёнными из которых являются следующие: последовательные, смешения, разделения, параллельные, возвратные, байпасные.

В процессах разделения (рис. 2) всегда выполняется соотношение

$$x_1 > x_n > x_2. \quad (1)$$

Будем считать, что поток номер 1 поступает на дальнейшую переработку, а поток 2 – на переработку отходов и рекуперацию сырья. Эффективность аппарата разделения может быть оценена с помощью коэффициента разделения и будет равна

$$\eta = \frac{q_{m1} x_1}{q_{m1} x_n}. \quad (2)$$

Коэффициент разделения всегда меньше единицы. Он может характеризоваться как некоторый коэффициент полезного действия процесса и оборудования, характеризующий степень использования сырья. Коэффи-

циент эффективности использования материальных ресурсов для оборудования, через которые материальные потоки проходят транзитом (теплообменники и другие), можно принять равным единице. Это оборудование, в котором поток перерабатываемых веществ поступает через один патрубок и выводится только через один патрубок.

В таблице 1 приводятся средние статистические значения коэффициентов полезного действия для различных процессов разделения химической технологии.

Производительность по продукту, сырьё (ассортимент) и параметры (давление, концентрация и др.) – основные величины технологического процесса – обычно полагаются известными. В технологической схеме преобладает последовательная передача перерабатываемых веществ с одной стадии на другую. Поэтому при оценке затрат материальных ресурсов ограничимся рассмотрением последовательной неразветвленной цепи. Это несколько упрощает расчёт, не изменяя методологии процедуры. Определение количества необходимого сырья можно вести, начиная с хвоста технологической цепочки. Каждый процесс и оборудование, используемое для осуществления процесса, характеризуется определённым коэффициентом использования перерабатываемых веществ  $\eta$ . Производительность всей технологической цепочки по целевому продукту равна  $q_{m_0}$ .

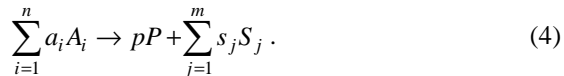
### 1. Значения коэффициентов эффективности использования сырья для ряда процессов разделения химической технологии

Процесс	Значение коэффициента	Примечание
Отстаивание (гравитационное)	0,95...0,98	
Отстаивание (центробежное)	0,98	Обеспечивает высокую скорость процесса
Фильтрация (центробежная)	0,9...0,98	
Сушка	0,9...0,99	
Ректификация, перегонка	0,85...0,95	В зависимости от условий разделения
Абсорбция		
Размол, дробление классификация	0,99	
Упаковка, фасовка	0,995	

На стадиях подготовки и выделения используются физические процессы, и поэтому расчёт можно вести в массовых единицах. Предположим, что на участке подготовки сырья и на участке выделения продукта число единиц оборудования равно  $i$  и  $j$  соответственно. В этом случае на входе на стадию выделения целевого продукта из реактора должно поступать следующее его количество:

$$q_{m_2} = \frac{1}{\prod_{j=1}^m \eta_j} q_{m_0}. \quad (3)$$

Определим количество реагента, которое надо подавать в химический реактор. В химическом процессе происходит образование новых веществ. Молекулярная масса их разная, и поэтому расчёт ведётся в мольных количествах. Для определения количества реагента, подаваемого в реактор, используется стехиометрическое уравнение химической реакции. В реакторе осуществляется химическая реакция, в ходе которой  $i$  исходных компонентов, взаимодействуя между собой, образуют целевой продукт  $P$  и несколько побочных  $S_j$ :



Из уравнения химической реакции следует, что для получения моля продукта необходимо затратить  $\frac{a_i}{p}$  молей реагента  $A_i$ .

Ни одна химическая реакция не идёт до конца. Химическая реакция характеризуется интегральными показателями степенью превращения, селективностью, выходом продукта. Выход образовавшегося продукта (его выход) связан со степенью превращения и селективностью процесса соотношением

$$\Psi_{A_i} = x_{A_i} \sigma_{A_i}. \quad (5)$$

В этом случае количество сырья, подаваемого на вход реактора, будет равно

$$q_{m_1} = \frac{aM_A}{\Psi p M_P} q_{m_2} = \frac{aM_A}{pM_P} \frac{1}{\Psi_{A_i} \prod_{j=1}^n \eta_j} q_{m_0}. \quad (6)$$

На входе в технологическую цепочку должно поступать следующее количество реагента:

$$q_{m_{\text{вх}}} = \frac{1}{\prod_{j=1}^m \eta_j} q_{m_1} = \frac{a_i M_A}{p M_P} \frac{1}{\Psi_{A_i} \prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j} q_{m_0}. \quad (7)$$

Предположим, что в схемах переработки функционируют схемы по извлечению сырья из отходов стадии подготовки с общим коэффициентом извлечения  $\eta_n$  и схема по извлечению не прореагировавшего сырья из отходов стадии выделения продукта с общим коэффициентом извлечения  $\eta_k$ . На вход технологической цепочки возвращается следующее количество регенерированного из отходов стадии выделения, не прореагировавшего реагента:

$$q_{m_{\text{возвр}}} = q_{m_1} (1 - x_{A_i}) \eta_k = \frac{a_i M_A}{p M_p} \frac{(1 - x_{A_i})}{\Psi_{A_i} \prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j} q_{m_0} \eta_k. \quad (8)$$

На участке подготовки сырья в отходы может попасть следующее количество сырья:

$$q_{m_{\text{исх}}} - q_{m_1} = q_{m_0} \frac{a M_A}{p M_p} \frac{1}{\Psi_{A_i} \prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j} \left[ 1 - \prod_{i=1}^n \eta_i \right]. \quad (9)$$

Тогда из отходов стадии подготовки возвращается на использование следующее количество реагента (сырья):

$$q_{m_{\text{возвр}}} = q_{m_0} \frac{a_i M_A}{p M_p} \frac{1}{\Psi_{A_i} \prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j} \left[ 1 - \prod_{i=1}^n \eta_i \right] \eta_n. \quad (10)$$

Количество свежего реагента, поступающего на вход технологической цепочки:

$$q_{m_{\text{исх}}} = q_{m_0} \frac{a_i M_A}{p M_p} \frac{1}{\Psi_{A_i} \prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j} \left[ 1 - \left( 1 - \prod_{i=1}^n \eta_i \right) \eta_n - (1 - x_{A_i}) \eta_k \right]. \quad (11)$$

Удельный расход реагента на единицу массы произведённого продукта

$$\varepsilon = \frac{q_{m_{\text{исх}}}}{q_{m_0}} = \frac{a_i M_A}{p M_p} \frac{1}{\Psi_{A_i} \prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j} \left[ 1 - \left( 1 - \prod_{i=1}^n \eta_i \right) \eta_n - (1 - x_{A_i}) \eta_k \right]. \quad (12)$$

Аналогично можно рассчитать расход других реагентов, подаваемых в технологическую линию.

Кроме реагентов, принимающих участие в химическом превращении, в технологическую линию подаются различные вещества, не принимаю-

щие участие в химическом превращении, но обязательные для нормального ведения технологических процессов. Например, растворители, разбавители и т.д.

Расход инертных веществ может быть рассчитан аналогичным образом с учётом того, что эти вещества не принимают участия в химическом превращении и могут поступать в технологическую линию не с первой стадии и выводиться из технологической линии не с последней стадии.

Количество подаваемого в технологическую цепочку инертного вещества

$$\varepsilon_{\text{ин}} = m_l \frac{a_i M_A}{p M_p} \frac{\prod_{i=1}^{n_l} \eta_{i_l}}{\Psi_{A_i} \prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j} \left( 1 - \frac{1}{\prod_{i=1}^n \eta_i \prod_{j=1}^m \eta_j \prod_{k=1}^l \eta_k} \right). \quad (13)$$

Сомножитель  $\frac{a_i M_A}{p M_p}$  характеризует теоретический расход реагентов

при степени превращения и селективности в реакции, равным единице. Вторая часть уравнения характеризует химическую реакцию с точки зрения получения продукта и технологическую линию с точки зрения совершенства использованных процессов и оборудования для их реализации.

Предложенная процедура определения затрат материальных ресурсов не отражает все возможные варианты исполнения технологической схемы, но позволяет продемонстрировать методику расчёта потребного количества материальных ресурсов и сформулировать основные требования к оформлению технологической схемы.

Необходимо использовать технологическую схему с малым количеством процессов разделения и по возможности, короткую. Химическая реакция должна обладать высокой селективностью и проходить до глубоких степеней превращения; используемые процессы и оборудование для их реализации должны обладать высоким коэффициентом использования сырья.

**Расчёт потребного количества энергоресурсов.** Любое химическое производство состоит из основной технологической цепи (основного производства), в которой осуществляется получение продукта, и вспомогательных служб, деятельность которых обеспечивает функционирование основного производства. Остановимся на определении энергетических затрат на основное производство. Основные виды энергии, которые потребляет современное химическое предприятие:

- 1) электрическая;
- 2) механическая (чаще всего получается за счёт преобразования электрической энергии);

3) тепловая (в том числе и получение холода, используемого для охлаждения технологического оборудования и создания искусственного климата в производственных помещениях).

Поэтому в качестве основных видов энергии можно рассматривать электрическую и тепловую. Эти виды энергии предприятие получает либо от расположенной поблизости тепловой электрической станции (ТЭЦ), либо от ТЭЦ, имеющейся в структуре самого химического предприятия. Источником тепловой энергии, при нагреве перерабатываемых веществ до высоких температур, может служить топливо.

Все виды энергии, которые используются человеком, можно разделить на две группы: упорядоченную (электрическую и механическую); хаотичную, неупорядоченную (тепловую).

Упорядоченная энергия может трансформироваться в другие виды энергии и передаваться при любых внешних условиях. Потенциал этой энергии всегда остаётся высоким. Хаотичная энергия может передаваться от тела к телу при определённых внешних условиях. Для произвольной передачи тепла обязано соблюдаться условие неравенства температур тела, отдающего тепло и тела тепло воспринимающего.

Основой расчёта являются уравнения теплового баланса по каждой стадии технологической схемы. Наиболее часто реализуемыми тепловыми операциями являются операции нагревания (охлаждения), плавления (кристаллизации), испарения (конденсации). Поэтому необходимо напомнить процедуру определения количества тепла, необходимого для осуществления таких операций. Расчётные уравнения приведены в табл. 2. Уравнения записаны без учёта потерь энергии через внешнюю поверхность оборудования. В таблице приведены уравнения, по которым определяется количество энергии (для периодического процесса) и величина теплового потока (для непрерывного процесса) перерабатываемых веществ.

Приведённые уравнения позволяют определить минимально необходимое количество тепловой энергии, требуемого для реализации технологии. По этим уравнениям рассчитывают количество энергии, которое необходимо передать перерабатываемым веществам или отвести от них, при выполнении соответствующей тепловой операции.

## 2. Расчётные уравнения для определения затрат тепловой энергии

Наименование операции	<i>Непрерывный процесс</i>	<i>Периодический процесс</i>
	Тепловой поток, Вт	Количество теплоты, Дж
Нагревание (охлаждение)	$q_t = q_m \left[ c_p(t_k)t_k - c_p(t_n)t_n \right]$	$Q_t = q_m \left[ c_p(t_k)t_k - c_p(t_n)t_n \right] \tau_{ц}$
Плавление (затвердевание)	$q_t = q_m (I_n - c_p t_k) = q_m \lambda_{пл}$	$Q_t = q_m \lambda_{пл} \tau_{ц}$
Испарение (конденсация)	$q_t = q_m (I_n - c_p t_k) = q_m r$	$Q_t = q_m r \tau_{ц}$

Тепловые потери, которые сопровождают любой процесс передачи тепла, обычно регламентируются в пределах 3...5% от полезного количества тепла, необходимого для реализации процесса.

Электрическая энергия используется для технологических целей (нагрев до высоких температур); для привода различных машин, используемых для перемещения сред по магистралям и через оборудование, создание вакуума, перемешивание и для привода различных технологических машин (центрифуги, валковые и червячные машины др.), освещение производственных помещений.

Затраты электрической энергии на перемещение сред по технологической линии (трубопроводный транспорт и движение через технологическое оборудование) равны

$$q_{эл} = \sum_{i=1}^n (q_V \Delta p_{сети})_i . \quad (14)$$

Сопrotивление сети, по которой перемещается перерабатываемая среда, определяется по законам гидравлики, для конкретной геометрии системы.

Затраты электрической энергии на перемешивание сред

$$q_{эл} = \sum_{i=1}^n (K_N \rho n^3 a_M^5)_{i} . \quad (15)$$

Затраты на привод различного оборудования определяются по уравнениям, приведённым в литературе, по расчёту технологического оборудования химических производств [10–11] или в каталогах фирм-производителей соответствующего оборудования, где указывается мощность электродвигателей машин и оборудования.

Суммарные затраты энергии по отдельным её видам определяются как сумма составляющих.

**Причины потерь материальных и энергетических ресурсов.** Правила эксплуатации оборудования (по пожаро- и взрывоопасности и токсичности) не допускают возможностей утечки материальных потоков в окружающее пространство в условиях штатного функционирования. С этой точки зрения оборудование можно считать системами закрытыми. С термодинамической точки зрения технологическое оборудование не является закрытой системой. В любом оборудовании осуществляется обмен тепловыми потоками с окружающей средой. Этот обмен приводит к значительному рассеянию тепловой энергии в окружающую среду.

Передача тепловой энергии возможна при наличии разности температур между телом, тепло отдающим, и телом, воспринимающим тепло. Это означает, что тело, воспринимающее тепло, не может быть нагрето до начальной температуры тела, отдающего тепло. Передача тепла всегда сопровождается снижением температуры теплоносителя. В технологиче-

ском оборудовании происходит образование вторичных тепловых потоков с температурным потенциалом ниже, чем у первичных.

В оборудовании разделения происходит образование двух материальных и тепловых потоков. Один из этих тепловых потоков содержит целевой компонент и поступает на переработку в следующее по технологической схеме оборудование. Второй поток, содержащий незначительное количество целевого компонента и тепловой энергии, в большинстве случаев попадает в отходы. В редких случаях осуществляется процедура извлечения остатков целевого вещества из этого потока, и практически никогда не используется тепловая энергия, содержащаяся в этом потоке. В процессах разделения неизбежно попадание части целевого вещества в поток, который далее попадает в отходы, и в редких случаях – в схему рекуперации. Схемы рекуперации, как правило, содержат в своем составе целый ряд процессов разделения. Поэтому любая схема регенерации не позволяет извлечь целевое вещество полностью. Таким образом, за счёт этой причины неизбежны потери перерабатываемых веществ.

Потери материальных и энергетических ресурсов связаны, в значительной степени, с несовершенством используемых в промышленной практике процессов и оборудования. Скорость процессов зависит от величины движущей силы (разности температур или концентрации вещества, концентрации вещества и т.д.). По мере завершения процесса движущая сила его уменьшается, и скорость процесса снижается. В этих условиях эффективность использования оборудования падает. Целесообразность осуществления процессов с экономической точки зрения становится нежелательной. Поэтому ни один из промышленных процессов не проводят до падения движущей силы до нуля. Как следствие, это приводит к неполному использованию сырья.

В таблице 3 приведены основные причины, приводящие к потерям тепловых и материальных ресурсов.

Как видно из таблицы, причины потерь материальных и энергетических ресурсов в значительной степени совпадают.

### 3. Причины потерь в технологическом оборудовании

Причины потерь	Потоки	
	материальные	тепловые
Снижение движущей силы	+	+
Обмен с окружающей средой	–	+
С потоками разделения	+	+
Снижение потенциала	+	+
Несовершенство оборудования	+	+
С вторичными энергоресурсами	+	+



### 3. МЕТОДЫ АНАЛИЗА ЭФФЕКТИВНОСТИ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ В ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМАХ

В современной практике анализа эффективности энергопотребления нашли применение следующие три метода анализа: энергетический, энтропийный, эксергетический (табл. 4). Последние два метода близки друг к другу. В обоих случаях изучаются эксергетические потоки и потери эксергии.

Следует отметить, что методы термодинамического анализа применимы к любой химико-технологической системе, поскольку в них происходит преобразование вещества, а, следовательно, и преобразование энергии.

#### 4. Основные методы анализа эффективности использования энергии

Метод анализа	Основа метода	Получаемый ответ
Энергетический	Первый закон термодинамики. Закон сохранения энергии	Сколько энергии необходимо для осуществления процесса (сколько энергии надо передать от одного тела к другому), частично оценить эффективность использования энергии
Энтропийный	Второй закон термодинамики. Условие самопроизвольной передачи теплоты	Почему реальный объект отличается от идеального, оценить эффективность использования энергии, как устранить потери энергии
Эксергетический	Второй закон термодинамики. Условие самопроизвольной передачи теплоты	Почему при реализации процесса происходит падение работоспособности энергетических потоков и как уменьшить это падение

#### 3.1. ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

Энергетический метод в основе своей использует первый закон термодинамики – закон сохранения энергии. Метод позволяет оценить затраты энергии на осуществление технологических процессов; определить потери энергии в целом по всей ХТС и отдельным её элементам; выявить, какие из них протекают с наибольшими потерями энергии. Это единственный метод анализа, позволяющий определить потери тепловой энергии через внешнюю поверхность оборудования в окружающую среду. Недостатком данного метода является то, что он не учитывает ценность различных видов энергии.

### 3.2. ЭНТРОПИЙНЫЙ МЕТОД

Этот метод позволяет установить связь между внешними энергетическими потоками (количество теплоты, работы) и параметрами системы, а также между некоторыми внутренними параметрами. Посредством анализа теплового баланса системы, в которой совершаются термодинамические процессы, можно вычислить характеризующие их коэффициенты и сопоставить значения их со значениями этих коэффициентов для идеальных термодинамических процессов. Это позволяет определить в данной системе суммарную потерю производимой и затрачиваемой работы вследствие необратимости процессов. Если такого анализа недостаточно, то его дополняют расчётом возрастания энтропии в отдельных частях системы.

В термодинамическом анализе необходимо ответить на следующие вопросы:

1. Насколько велик КПД обратимого цикла установки, от каких факторов он зависит, и что следует делать для его увеличения?
2. Насколько велики потери от необратимости в реальном процессе?
3. Как распределяются эти потери по отдельным элементам ХТС?
4. На усовершенствование какой части ХТС следует обратить внимание с целью уменьшения степени необратимости, в частности КПД цикла, по которому работает установка?

### 3.3. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

Эксергия системы есть максимальная работа, которую система может совершить в обратимом процессе с окружающей средой, если в конце этого процесса все участвующие в нём виды материи переходят в состояние термодинамического равновесия со всеми компонентами окружающей среды.

Эксергетический метод является универсальным способом термодинамического исследования различных процессов преобразования энергии в ХТС. Все реальные процессы – необратимые, и в каждом случае необратимость является причиной снижения совершенства процесса. Это происходит не из-за потерь энергии (но и из-за потерь энергии в том числе), а в основном, из-за понижения её качества, так как в необратимом процессе энергия не исчезает, а обесценивается.

Универсальность эксергетического метода термодинамического исследования ХТС следует рассматривать в том смысле, что характер процессов анализируемой системы не имеет принципиального значения; подход к решению задачи и метод её решения не изменяется. В этом методе каждый элемент ХТС рассматривается как самостоятельная термодинамическая система. Эффективность работы каждого элемента оценивается путем сравнения эксергии на входе в этот элемент с потерей в работоспособности в нем, т.е. с потерей эксергии в результате осуществления необратимых процессов в этом элементе. При определении потерь эксергии в

каждом элементе исследуемой ХТС выявляются и количественно оцениваются причины несовершенства протекающих в них процессов, что даёт информацию о возможности повышения совершенства во всех элементах и позволяет создать наиболее совершенную ХТС. Это является основной целью эксергетического метода анализа ХТС.

#### 4. МЕТОДИКА АНАЛИЗА ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ

Анализ эффективности энергопотребления в отдельных видах оборудования и в технологических схемах в целом требует выполнения ряда последовательных действий. В первую очередь определяются величины материальных потоков перерабатываемых веществ, проходящих через оборудование технологической схемы (по каждой позиции). Эта процедура выполнена в разделе «Определение затрат материальных ресурсов». Следующий этап состоит в проведении энергетического анализа. Базой для него служат уравнения теплового (энергетического) баланса по каждому оборудованию и по всей схеме. Определяется требуемое для проведения процесса количество энергии, определяются потери энергии в окружающее оборудование пространство, и оценивается эффективность использования энергии.

В каждой технологической схеме используется оборудование, в котором совершается механическая работа (компрессоры, детандеры, дробилки, измельчители и др.). Оценку эффективности использования энергии в этих машинах удобно проводить с применением энтропийного метода, что позволяет оценить различие действительного рабочего цикла от идеального и определить причины, вызывающие эти различия. Определяются технические решения, устраняющие эти причины.

В ходе проведения технологических процессов (любых по своей природе) происходит изменение потенциала энергетических потоков (снижение работоспособности потоков). Оценить эти изменения позволяет эксергетический метод анализа. По сравнению с энтропийным, этот метод анализа является универсальным. Определяются причины, приводящие к снижению потенциала, и находятся технические решения, позволяющие уменьшить это падение.

В ходе анализа эффективности энергопотребления определяется, по соответствующим правилам, коэффициент эффективности использования энергии по каждому виду оборудования, входящему в состав технологической схемы. Коэффициент эффективности использования энергетических ресурсов (для последовательного соединения оборудования) будет равен

$$\eta_e = \prod_{j=1}^n \eta_{e,j} . \quad (16)$$

Значение этого коэффициента позволяет судить о качестве технологической схемы с точки зрения потребления энергии.

В ходе анализа эффективности энергопотребления определяется возможность использования альтернативных источников энергии, применения принципа многоступенчатости (чем больше движущая сила – тем больше удалён объект от идеального), рекуперации материальных и энергетических ресурсов и применения совмещённых процессов.

#### 4.1. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ФУНКЦИИ, ИСПОЛЬЗУЕМЫЕ В АНАЛИЗЕ

В анализе эффективности энергопотребления используются термодинамические методы, поэтому необходимо напомнить термодинамические функции и взаимосвязь между ними. Эти соотношения приведены в табл. 5.

Химический потенциал при нормальных условиях

$$\mu_0 = u_0 - T_0 s_0 + p_0 v_0. \quad (17)$$

#### 5. Уравнения для расчёта термодинамических функций

Название и обозначение	Взаимосвязь между функциями	Единицы измерения	Удельная величина	Единицы измерения
Внутренняя энергия $U$	$U = Ts - pV$ $U = Q_t - L$	Дж	$u = \frac{U}{m}$ ; $u = c_v T$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$
Энтальпия	$H(I) = U + pV$	Дж	$h = \frac{H}{m}$ ; $h = c_p T$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$
Энтропия	$dS = \frac{dQ}{T}$	Дж/°С	$s = \frac{S}{m}$ ; $ds = \frac{c_p dT}{T}$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)°С}}$
Теплота	$Q_t = U + L$	Дж	$q_t = \frac{Q_t}{m}$ ; $q_t = c_n T$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$
Механическая работа $L$	$L = p\Delta V$	Дж	$l = \frac{L}{m}$ ; $l = pv$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$
Эксергия	$E = I - T_0 S$	Дж	$e = \frac{T}{m}$ ; $e = i - T_0 s$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$
Химический потенциал		Дж	$\mu = \mu_0 + RT \cdot \ln p$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$
Изобарно-изотермический потенциал	$G = F + pV$	Дж	$g = \frac{G}{m}$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$
Свободная энергия	$F = U - TS$	Дж	$f = \frac{F}{m}$	$\frac{\text{Дж}}{\text{моль(кг)}}$

## 5. ЭКСЕРГИЯ. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКАЯ ФУНКЦИЯ

Получение энергии осуществляется по классической схеме. Первым шагом в этой цепи является генерация энергии в виде тепла из топлива. Затем тепловая энергия трансформируется в другие виды энергии посредством передачи теплоты от одного тела к другому. В соответствии с законом термодинамики произвольная передача теплоты возможна при наличии разности температур между источником тепла и приёмником. Максимальная работа, которую может совершить источник тепловой энергии, называется эксергией. Количество этой работы определяется по уравнению

$$A = Q_t \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) = E. \quad (18)$$

Выражение в скобках – к.п.д. термодинамического цикла. Это соотношение в эксергетическом анализе называется эксергетической функцией:

$$\tau_3 = 1 - \frac{T_0}{T}. \quad (19)$$

В том случае, когда температура источника изменяется в ходе обмена, запасы потенциальной работы можно определить по уравнению

$$E = \int_{T_0}^T \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) dQ_t = \int dQ_t - T_0 \int \frac{dQ_t}{T} = (Q_t - T_0 S) \Big|_{T_0}^T. \quad (20)$$

Если давление в системе не меняется  $P = \text{const}$ , т.е. работа не совершается, то  $Q_t = I$ . В этом случае эксергия равна:

$$E = (I - T_0 S) \Big|_{T_0}^T = E - E_0 = I - I_0 - T_0 (S - S_0), \quad (21)$$

где  $I_0$ ;  $T_0$ ;  $S_0$  – параметры окружающей среды.

Зависимость эксергетической функции от температуры источника представлена на рис. 3. Эксергетическая функция ассимптотически возрастает до единицы при увеличении температуры источника до бесконечности. При снижении температуры значение функции уменьшается.

При температуре источника, равной температуре приёмника, функция равна нулю. В этом случае тепло источника становится бесполезным, оно

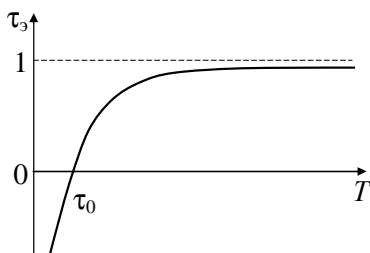


Рис. 3. График зависимости эксергетической функции от температуры источника теплоты

не в состоянии совершать работу. Потенциал источника тем выше, чем больше разница температур источника энергии и приёмника. Для оценки уровня отсчёта эксергии используют температуру окружающей среды.

### 5.1. НЕКОТОРЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА. ОКРУЖАЮЩАЯ СРЕДА

Эксергетический анализ применяется для рассмотрения открытых систем, а именно таких, которые обмениваются с другими системами, в том числе и с окружающей средой, не только энергией, но и веществом. Классическая термодинамика рассматривает обычно только закрытые системы. При выводе основных соотношений химической термодинамики для фазовых и химических превращений Гиббс применил термодинамический анализ к исследованию открытых систем. Для этого он рассматривал закрытую систему как совокупность открытых систем, в отдельных частях которой состав может изменяться, однако в целом в системе материальный баланс по каждому компоненту сохраняется.

В эксергетическом анализе применяется аналогичный приём. Технический объект рассматривается как первая подсистема, а окружающая среда есть вторая подсистема закрытой в целом системы (рис. 4). Две подсистемы обмениваются между собой энергией и веществом при сохранении материального баланса в целом по системе.

Многообразие вариантов расчёта эксергии объясняется не только сложностью задачи, но и нередко ошибками принципиального характера. В связи с этим необходимо уточнить некоторые основные понятия, от которых зависит корректность подхода к решению задач.

**Окружающая среда.** В термодинамике под окружающей средой обычно понимается любая система, находящаяся за границами рассматриваемой и являющаяся источником (или приёмником) тепла и работы. Для анализа каждого процесса выбирается конкретная окружающая среда

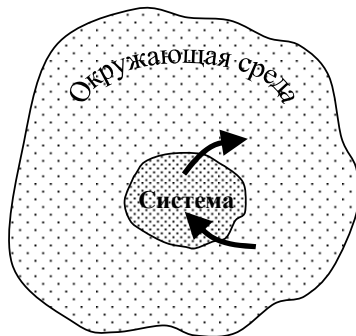


Рис. 4. Анализируемая система и окружающая среда

(т.е. конкретные уровни отсчёта эксергии). Состав её может и не соответствовать составу какой-либо природной среды (хотя это и желательно). В эксергетическом анализе к окружающей среде предъявляется ряд требований:

1. Независимость её основных интенсивных параметров (температура, давление, состав) от рассматриваемой технической системы. Следовательно, экстенсивные параметры среды велики по сравнению с соответствующими параметрами рассматриваемой технической системы. Окружающая среда является бесконечно большим резервуаром веществ (по сравнению с технической системой), а также даровой (хотя и «мертвой») энергии при  $T_0$  и  $p_0$ . Таким образом, эксергия окружающей среды не изменяется при добавлении к ней (или изъятии из её запаса) веществ отсчёта, т.е. интенсивные параметры окружающей среды, в том числе  $T_0$ ,  $p_0$ ,  $x_{i0}$  не зависят от её взаимодействия с системой.

2. Максимальная близость значений интенсивных параметров окружающей среды к значениям интенсивных параметров окружающей природы. Так температуру окружающей среды обычно принимают равной 293 К, а давление 0,1 МПа. В тех случаях, когда это возможно, состав окружающей среды принимают таким же, каков состав соответствующей природной среды, например атмосферы.

3. Изобарно-изотермический потенциал веществ отсчёта, являющихся продуктами химических реакций «девальвации» компонентов системы, должен быть минимален или равен нулю. Окружающая среда обладает минимальной свободной энергией, являясь приёмником продуктов процесса (вещества и энергии) и источником сырья, сама среда не может быть источником работы. Иными словами, необходимо рассматривать такую окружающую среду, для создания которой не требуется затрачивать работу.

4. Компоненты среды должны находиться между собой в термодинамическом равновесии, причём условия заторможенности каких-либо процессов должны быть оговорены. Это условие связано с аналогичным условием ограничения круга реакций и процессов, которые протекают (или могут протекать) в анализируемой системе.

**Термодинамическое равновесие с окружающей средой.** Поскольку в окружающей природной среде не существует абсолютного равновесия, то при термодинамическом анализе всегда в явном или скрытом виде те или другие процессы заторможены, т.е. их скоростью можно пренебречь по сравнению со скоростью реальных, незаторможенных процессов.

**Уровни отсчёта эксергии.** С целью облегчения выбора уровней отсчёта эксергии многообразные технические процессы можно разделить на четыре группы:

1. Физические процессы, при которых не изменяется состав рабочих тел. К числу таковых относятся процессы сжатия, нагревания веществ, сжижения газов и т.д., протекающие в закрытых системах (нет обмена с окружающей средой).

2. Процессы, при которых происходит изменение концентрации компонентов, но не протекают химические превращения (т.е. не появляются новые вещества). К числу таковых относятся многие процессы разделения смесей.

3. Химические процессы, т.е. процессы, в которых образуются новые молекулы.

4. Ядерные реакции, т.е. процессы, в которых появляются новые атомы.

Для анализа систем, в которых состав рабочих тел не изменяется, задача выбора уровня отсчёта эксергии (или, что то же самое, окружающей среды) значительно упрощается. В этом случае достаточно знать параметры окружающей природной среды  $T_0$  и  $p_0$ .

Для процессов второй группы невозможно появление новых веществ, и веществами отсчёта эксергии могут быть сами компоненты системы. Процессы второй группы можно подразделить на две подгруппы. Первая подгруппа включает все процессы, используемые для подготовки сырья к химическому превращению, и поэтому в составе не могут присутствовать вещества, которых нет в сырье.

Вторая подгруппа включает процессы выделения из продуктов химического превращения целевых веществ. В их составе присутствуют вещества, которых нет в сырье.

Расчёт эксергии для процессов первой подгруппы ведут так же, как и для процессов первой группы.

Расчёт эксергии для процессов второй подгруппы второй группы ведут с использованием допущения о «заторможенности» процессов получения полезной работы при смешении газов и других веществ в отсутствии теплового эффекта. Тогда точкой отсчёта при расчёте эксергии смеси будет  $p_{\text{общ}} \approx 0,1$  МПа. Необходимо рассчитывать эксергию не компонента, а смеси в целом через её приращение в результате изменения температуры и давления.

Для процессов третьей группы расчёт эксергии ведут с учётом химической составляющей. При этом необходимо учитывать только те реакции, которые протекают (или могут протекать) в данной системе. Такой подход оправдан, но связан с определёнными трудностями. Дело в том, что ХТС состоит из нескольких последовательных технологических процессов, относящихся к разным группам. При постадийном эксергетическом анализе с использованием различных уровней отсчёта значения эк-



сергии одного и того же потока вещества будут различны для различных стадий. Эта проблема снимается при расчёте разности эксергии, при оценке эффективности процесса по «разностным» или «целевым» КПД. В них входят разности эксергий, значения которых не зависят от уровня отчёта эксергии.

## 6. УРАВНЕНИЕ ГЮИ-СТОДОЛЫ

Рассмотрим работу химико-технологической системы. Режим работы стационарный, установившийся. Давление в системе не меняется, т.е. работа не совершается.

На вход системы подаются потоки эксергии, из системы с уходящими потоками эксергия уходит из объекта. В соответствии с первым законом термодинамики в любом процессе

$$\sum I_i = 0. \text{ В обратимом процессе } \sum S_i = 0.$$

Следовательно, в этом случае эксергия не теряется, т.е.  $\Delta E = 0$ . В реальном процессе

$$\sum S_i > 0. \text{ Суммарная эксергия потоков на}$$

входе в систему:

$$\sum E_1 = \sum I_1 - T_0 \sum S_1, \quad (1.22)$$

на выходе из системы:

$$\sum E_2 = \sum I_2 - T_0 \sum S_2, \quad (23)$$

изменение эксергии в ходе процесса будет равно

$$\Delta E = \sum E_2 - \sum E_1 = (\sum I_2 - \sum I_1) - T_0 (\sum S_2 - \sum S_1). \quad (24)$$

Поскольку всегда  $\sum I_2 = \sum I_1$ , то

$$\Delta E = -T_0 \Delta S \leq 0. \quad (25)$$

Это уравнение носит название уравнения Гюи – Стодолы.

Так как всегда  $\Delta S > 0$ , то в любом реальном процессе эксергия убывает пропорционально возрастанию энтропии. Величину  $-T_0 \Delta S$  часто используют для характеристики термодинамического несовершенства системы. Она показывает, какое количество работы безвозвратно потеряно вследствие нерационального аппаратурно-технологического оформления процесса или из-за принципиальных его особенностей, приводящих к термодинамической необратимости.



Рис. 5. Система химико-технологическая

## 7. РАСЧЁТ ЭКСЕРГИИ И ЕЁ СОСТАВЛЯЮЩИХ

Методику расчёта эксергии можно разделить на две группы. Первая – это расчёт изменения эксергии при физических и химических процессах; вторая – это определение уровней отчёта эксергии (параметров окружающей среды при расчёте эксергии).

**Изменение эксергии при физических и химических процессах.** Расчёт эксергии удобнее вести в удельных величинах. В общем случае эксергия является функцией параметров состояния (температура, давление и состав среды):

$$e = f(T, p, x_i). \quad (26)$$

Приращение эксергии моля вещества при изменении температуры, давления и состава составляет

$$\begin{aligned} de &= \left( \frac{\partial e}{\partial T} \right)_{p, x_1, \dots, x_n} dT + \left( \frac{\partial e}{\partial p} \right)_{T, x_1, \dots, x_n} dp + \sum_{i=1}^n \left( \frac{\partial e}{\partial x_i} \right)_{p, T, x} dx_i = \\ &= \dot{e}_T dT + \dot{e}_p dp + \sum_{i=1}^n \dot{e}_{x_i} dx_i, \end{aligned} \quad (27)$$

где  $\dot{e}_p$  – механическая эксергия давления;  $\dot{e}_T$  – термическая эксергия;  $\dot{e}_{x_i}$  – химическая эксергия; сумма  $e_T + e_p = e_{mp}$  – термомеханическая или физическая эксергия.

При таком разделении эксергий можно при расчёте термомеханической составляющей обойтись без знания значений эксергий чистых компонентов, но необходимо знать свойства смесей.

**Термическая составляющая эксергии.** Дифференцируя по температуре уравнение

$$e = e - e_0 = i - i_0 - T_0(s - s_0) = i - T_0s, \quad (28)$$

получим

$$\left( \frac{\partial e}{\partial T} \right)_{p, x_i} = \left( \frac{\partial i}{\partial T} \right)_{p, x_i} - T_0 \left( \frac{\partial s}{\partial T} \right)_{p, x_i}. \quad (29)$$

Так как  $\left( \frac{\partial i}{\partial T} \right)_{p, x_i} = c_p$  и  $\left( \frac{\partial s}{\partial T} \right)_{p, x_i} = \frac{c_p}{T}$ , то после подстановки в уравнение (29) получим

$$\left( \frac{\partial e}{\partial T} \right)_{p, x_i} = c_p \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right). \quad (30)$$

При постоянной теплоёмкости системы получим

$$e_T - e_{T_0} = \int_{T_0}^T c_p \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT = c_p \left[ (T - T_0) - T_0 \ln \frac{T}{T_0} \right]. \quad (31)$$

Это уравнение позволяет определить изменение эксергии при нагревании или охлаждении рабочего тела. Если теплоёмкость среды сильно зависит от температуры, используется уравнение

$$e_T - e_{T_0} = \int_{T_0}^T c_p(T) \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT = \int_{T_0}^T c_p(T) dT - T_0 \int_{T_0}^T \frac{c_p(T)}{T} dT. \quad (32)$$

При осуществлении процессов испарения или конденсации, а также плавления или кристаллизации из расплава, будем иметь (процессы проходят при постоянной температуре среды)

$$e_T - e_{T_0} = \Delta i \left(1 - \frac{T_0}{T}\right). \quad (33)$$

Эксергия давления – механическая. Дифференцируем по  $p$  уравнение (28), получаем

$$\left(\frac{\partial e}{\partial p}\right)_{T, x_i} = \left(\frac{\partial i}{\partial p}\right)_{T, x_i} - T_0 \left(\frac{\partial s}{\partial p}\right)_{T, x_i}. \quad (34)$$

Значения производных в уравнении равны

$$\left(\frac{\partial i}{\partial p}\right)_{T, x_i} = -T \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p + v \quad \text{и} \quad \left(\frac{\partial s}{\partial p}\right)_{T, x_i} = -\left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p. \quad (35)$$

После подстановки значений производных, получаем

$$\left(\frac{\partial e}{\partial p}\right)_{T, x_i} = v - (T - T_0) \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p. \quad (36)$$

В том случае, когда рабочее тело – идеальный газ, имеем

$$pv = RT \quad \text{и} \quad \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_{p, x_i} = \frac{R}{p}, \quad v = \frac{RT}{p}. \quad (37)$$

Тогда

$$\left(\frac{\partial e}{\partial p}\right) = RT_0 \frac{1}{p}. \quad (38)$$

После интегрирования получим

$$e_p - e_{p_0} = \int_{p_0}^p dp = RT_0 \ln \frac{p}{p_0}. \quad (39)$$

Если газовая смесь неидеальна и описывается уравнением со вторым вириальным коэффициентом,

$$v = RT \frac{1}{p} + B, \quad \text{то} \quad e_p - e_{p_0} = RT \ln \left( \frac{p}{p_0} \right) + \frac{dB}{dT}. \quad (40)$$

**Химическая эксергия.** В химических процессах изменение эксергии происходит за счёт протекания химических реакций (теплота химических превращений), физических явлений (растворение, кристаллизация и др.) и за счёт изменения состава смеси. Поэтому эксергия химических превращений (тепловой эффект химических реакций) и физических явлений (растворение, кристаллизация и др.) аналогична термической эксергии при фазовых превращениях. А эксергия, обусловленная изменением состава, аналогична эксергии давления, так как изменение состава проявляется в изменении парциального давления компонентов в смеси (для газовой смеси) и мольной доли для смеси жидкой.

Расчёт изменения эксергии при образовании и разделении смесей удобно вести через парциальные мольные эксергии. После дифференцирования уравнения (28) по числу  $i$ -го молей компонента получаем уравнение, характеризующее связь изменения эксергии с изменением парциальной доли компонента:

$$\dot{e}_i = i_i \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) + \left( \frac{T_0}{T} \right) \mu_i. \quad (41)$$

Химический потенциал компонента

$$\frac{\mu_i}{\mu_{i_0}} = RT_0 \ln f_i = RT \ln \left( \frac{f_i}{f_{i_0}} \right). \quad (42)$$

Поэтому  $\dot{e}_i = i_i \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) + RT_0 \ln \left( \frac{f_i}{f_{i_0}} \right)$ . При невысоких давлениях, когда  $f_i \approx p_i$ ,

$$\dot{e}_i = i_i \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) + RT_0 \ln \left( \frac{p_i}{p_{i_0}} \right). \quad (43)$$

Таким образом, химическая составляющая эксергии равна:

$$e_x - e_{x_0} = \sum_{i=1}^n \int_{x_{i0}}^{x_i} e_{x_i} dx_i = \int_{x_{i0}}^{x_i} i_{i0} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) dx_i + RT_0 \sum_{i=1}^n \int_{x_{i0}}^{x_i} \left[ \ln \left( \frac{f_i}{f_{i0}} \right) \right] dx_i = e_{x_T} - e_{x_p} . \quad (44)$$

Первое слагаемое уравнения отражает влияние теплоты химического и (или) фазового превращения на эксергию и является аналогом термической составляющей эксергии  $e_T$ . В него входит интегральная теплота превращения  $\Delta \bar{H}_i$ :

$$\Delta \bar{H}_i = \int_{x_{i0}}^{x_i} \Delta H_i dx_i . \quad (45)$$

Второе слагаемое является аналогом эксергии давления  $e_p$  и характеризует зависимость эксергии от летучести компонентов при изменении её состава. Можно убедиться, что для идеальных газов при равновесии, когда

$$\frac{f_i}{f_{i0}} = x_i , \text{ справедливо соотношение}$$

$$e_{x_p} - e_{x_{p0}} = RT_0 \left( \sum x_i \ln x_i - \sum x_{i0} \ln x_{i0} \right) . \quad (46)$$

Это соотношение используется для расчёта изменения эксергии и в жидких средах. Таким образом, принципиального отличия в расчёте изменения химической составляющей эксергии и термомеханической составляющей эксергии формально не существует.

Уравнение (44) нужно использовать для расчёта эксергии в полном виде только в тех случаях, когда температура и общее давление системы изменяются в результате протекания химической реакции.

Изложенное выше относится к расчёту изменения эксергии при химических и фазовых превращениях, но не даёт возможности рассчитать полное значение эксергии, так как во все уравнения входит величина  $e_0$ , которая равна нулю в состоянии, соответствующем условиям отсчёта эксергии. Если для термомеханической эксергии и эксергии давления это состояние найти легко, то для химической эксергии оно представляет некоторые трудности. Значение  $e_0$  можно найти в таблицах, приводимых в специальной литературе [8, 10], или определить ориентировочно по выражению, приведённому в приложении.

## 8. АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ ПРИ СМЕШЕНИИ ПОТОКОВ

Объектом исследования является (рис. 6) смеситель непрерывного действия, работающий в стационарном режиме. Давление в системе не меняется. Расходы сред постоянны. Будем считать, что в рассматриваемом диапазоне изменения температур теплоёмкости сред остаются постоянными. Образовавшаяся смесь переходит в следующий аппарат.

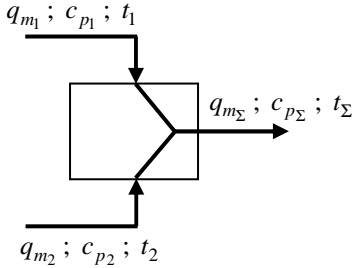


Рис. 6. Расчётная схема процесса

Материальный баланс объекта

$$q_{m_1} + q_{m_2} = q_{m_\Sigma} \quad (47)$$

Энергетический анализ объекта (без учёта потерь)

$$C_{p_\Sigma} (q_{m_1} + q_{m_2}) t_\Sigma = q_{m_1} c_{p_1} t_1 + q_{m_2} c_{p_2} t_2 \quad (48)$$

Теплоёмкость смеси

$$c_{p_\Sigma} = \frac{q_{m_1} c_{p_1} + q_{m_2} c_{p_2}}{q_{m_1} + q_{m_2}} \quad (49)$$

Температура смеси на выходе из объекта

$$T_\Sigma = \frac{q_{m_1} c_{p_1} (T_1 + mT_2)}{q_{m_1} c_{p_1} (1 + m)} \quad (50)$$

где

$$T_2 = \frac{T_1 + mT_2}{1 + m} \quad (51)$$

Построим диаграмму Сенкея (рис. 7).

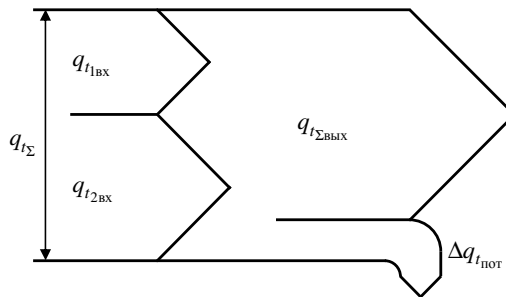


Рис. 7. Диаграмма Сенкея для процесса смешения

В анализируемом процессе потери тепловой энергии обусловлены транспортом тепла в окружающее объект пространство. Вторичных энергоресурсов нет, так как образовавшаяся смесь поступает на следующую ступень переработки.

**Эксергетический анализ.** В анализируемом процессе оценивается только термическая составляющая эксергии. Потери эксергии определяются по уравнению

$$\begin{aligned} \Delta E = E_{\text{ввых}} - E_{\text{вх}} = & q_{m\Sigma} c_{p\Sigma} \left[ (T_{\Sigma} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\Sigma}}{T_0} \right] - q_{m_1} c_{p_1} \left[ (T_1 - T_0) - T_0 \ln \frac{T_1}{T_0} \right] - \\ & - q_{m_2} c_{p_2} \left[ (T_2 - T_0) - T_0 \ln \frac{T_2}{T_0} \right] = q_{m\Sigma} c_{p\Sigma} T_{\Sigma} - q_{m_1} c_{p_1} T_1 - q_{m_2} c_{p_2} T_2 - q_{m\Sigma} c_{p\Sigma} T_0 + q_{m_1} c_{p_1} T_0 - \\ & - q_{m_2} c_{p_2} T_0 \ln \frac{T_{\Sigma}}{T_0} + q_{m_1} c_{p_1} T_0 \ln \frac{T_1}{T_0} + q_{m_2} c_{p_2} T_0 \ln \frac{T_2}{T_0}. \end{aligned} \quad (52)$$

Используя соотношения (52), полученные в ходе энергетического анализа, получим выражение для расчёта потерь эксергии:

$$\Delta E = -q_{m_1} c_{p_1} T_0 \left[ (1+m) \ln \frac{T_1 + mT_2}{(1+m)T_0} - \ln \left( \frac{T_1}{T_0} \right) \left( \frac{T_2}{T_0} \right)^m \right]. \quad (53)$$

Построим диаграмму Гроссмана – Шаргута (рис. 8).

Потери эксергии невозможно устранить за счёт изменения параметров технологического режима, однако вторичные энергоресурсы не образуются. Образовавшийся в процессе смешения поток поступает на дальнейшую переработку.

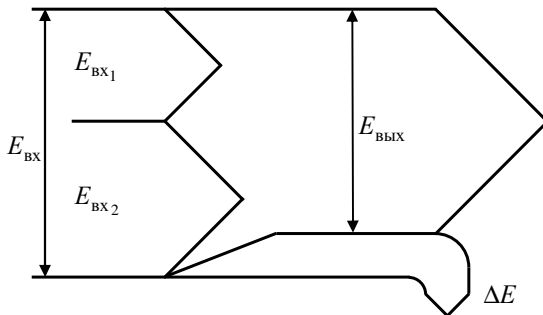


Рис. 8. Диаграмма Гроссмана – Шаргута

Эффективность использования энергетических ресурсов определяется по уравнению

$$\eta_e = \frac{E_{\text{вх}} - \Delta E}{E_{\text{вх}}} = 1 - \frac{\Delta E}{E_{\text{вх}}}. \quad (54)$$

## 9. АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

Процессы теплообмена являются обязательной стадией любого химического процесса, связанного с нагревом или охлаждением продуктов реакции. От правильной организации этих процессов сильно зависят расходные коэффициенты, поэтому анализу теплообмена посвящено большое число работ. Рассмотрим в качестве объекта теплообменный аппарат

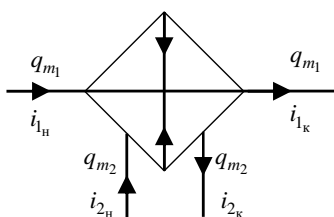


Рис. 9. Расчётная схема

непрерывного действия, работающего в стационарном режиме. Давление сред проходящих через объект не изменяется, состав остаётся постоянным. Изменения фазового состояния сред не происходит.

Расходы сред известны. Будем полагать, что среда 1 нагревается и технологическое действие совершается над ней. Среда 2 используется в качестве энергоносителя, с помощью которого

осуществляется направленное воздействие на перерабатываемую среду.

Энергетический баланс объекта:

$$q_{m1} c_{p1} (T_3 - T_1) = q_{m2} c_{p2} (T_2 - T_4) = q_t; \quad (55)$$

$$q_{m1} c_{p1} t_{1н} + q_{m2} c_{p2} t_{2н} = q_{m1} c_{p1} t_{1к} + q_{m2} c_{p2} t_{2к} + q_{t\text{пот}}. \quad (56)$$

На рисунке 10 приведена диаграмма Сенкея для рассматриваемого аппарата.

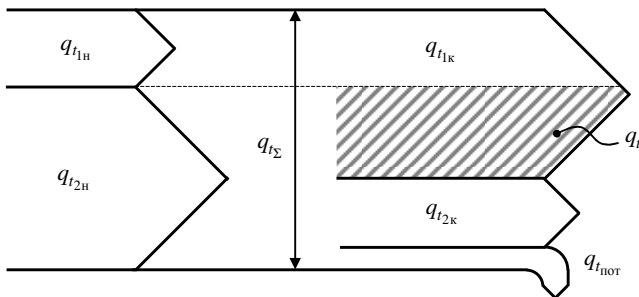


Рис. 10. Диаграмма Сенкея для процесса теплопередачи без изменения агрегатного состояния сред



Особенность использования энергетических ресурсов состоит в том, что энергоноситель 2 передаёт нагреваемой среде только часть своей энергии (заштрихованная часть диаграммы). Затем покидает объект и, как правило, в дальнейшем его энергия не используется. Образуются вторичные энергетические ресурсы (ВЭР). Эффективность использования энергии можно определить выражением

$$\eta = \frac{q_{t_{\text{кон}}}}{q_{t_{\text{вх}}}} = 1 - \frac{q_{t_{\text{вэд}}}}{q_{t_{\text{вх}}}} - \frac{q_{t_{\text{пот}}}}{q_{t_{\text{вх}}}}. \quad (57)$$

Таким образом, эффективность использования энергии в значительной степени зависит от использования энергии вторичных энергоресурсов.

Осуществим оценку изменения потенциала. Эксергия входных потоков

$$E_{\text{вх}} = q_{m_1} c_{p_1} \left[ (T_{1\text{н}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{1\text{н}}}{T_0} \right] + q_{m_2} c_{p_2} \left[ (T_{2\text{н}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{2\text{н}}}{T_0} \right]. \quad (58)$$

Эксергия выходных потоков

$$E_{\text{вых}} = q_{m_1} c_{p_1} \left[ (T_{1\text{к}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{1\text{к}}}{T_0} \right] + q_{m_2} c_{p_2} \left[ (T_{2\text{к}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{2\text{к}}}{T_0} \right]. \quad (59)$$

Изменение эксергии будет равно

$$\begin{aligned} \Delta E &= -T_0 \left\{ \left[ q_{m_2} c_{p_2} \ln \left( \frac{T_{2\text{к}}}{T_0} \right) + q_{m_1} c_{p_1} \ln \left( \frac{T_{1\text{к}}}{T_0} \right) \right] \right\} - \\ &- \left[ q_{m_2} c_{p_2} \ln \left( \frac{T_{2\text{н}}}{T_0} \right) + q_{m_1} c_{p_1} \ln \left( \frac{T_{1\text{н}}}{T_0} \right) \right] = \\ &= -T_0 \left[ q_{m_2} c_{p_2} \ln \left( \frac{T_{2\text{н}}}{T_2} \right) + q_{m_1} c_{p_1} \ln \left( \frac{T_{1\text{к}}}{T_1} \right) \right] = \\ &= -T_0 q_{m_1} c_{p_1} \ln \left[ \left( \frac{T_{1\text{к}}}{T_{1\text{н}}} \right) \left( \frac{T_{2\text{к}}}{T_{2\text{н}}} \right)^m \right], \quad (60) \\ m &= (q_{m_2} c_{p_2}) / (q_{m_1} c_{p_1}). \end{aligned}$$

Чтобы оценить влияние различных параметров на величину потерь эксергии, проанализируем полученное выражение при  $m = 1$ . Водяной

эквивалент среды 1 выразим из уравнений теплопередачи и теплового баланса:

$$q_{m_1} c_{p1} = \frac{T_0 KF \Delta T_{cp}}{T_{1_k} - T_{1_h}}. \quad (61)$$

Подставим значение водяного эквивалента в выражение для расчёта потерь эксергии:

$$\Delta E = q_{m_1} c_{p1} \left[ -T_0 \ln \frac{T_{1_k} T_{2_h}}{T_{1_h} T_{2_k}} \right] = \frac{T_0 KF \Delta T_{cp}}{T_{1_k} - T_{1_h}} \ln \frac{T_{1_k} T_{2_k}}{T_{1_h} T_{2_h}}. \quad (62)$$

Графики, представленные на рис. 11, показывают изменения температур носителей в теплообменнике при противоточном движении носителей, для различных значений  $m$ .

**Диаграмма Гроссмана – Шаргута.** На диаграмме (рис. 12) потоку (или количеству) эксергии соответствует полоса, ширина которой пропорциональна количеству эксергии сосредоточенной в этом потоке.

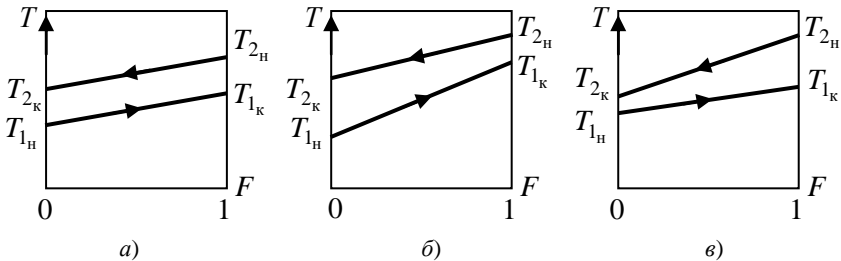


Рис. 11. Температуры потоков при нагревании и охлаждении рабочих тел:  
 $a - m = 1$ ;  $b - m \geq 1$ ;  $v - m \leq 1$

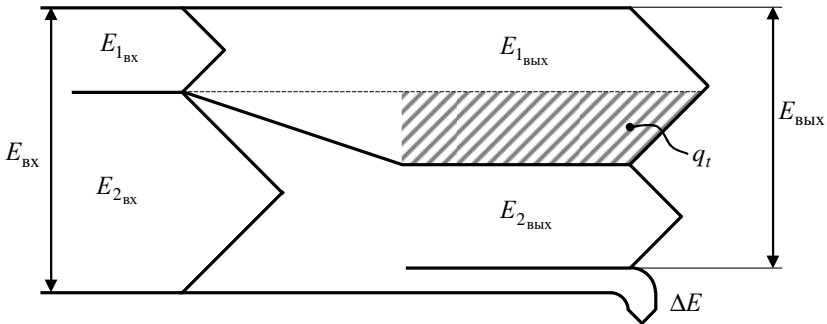


Рис. 12. Диаграмма Гроссмана – Шаргута

При  $T_{1к} = T_{2н}$  (и, следовательно,  $T_{2к} = T_{1н}$ ), т.е. при бесконечной поверхности теплообмена, величина  $\Delta E = 0$ . Если же  $\Delta T \neq 0$  и поскольку всегда  $T_{1к} \geq T_{1н}$ ,  $T_{2н}/T_{2к} < T_{1к}/T_{1н}$ , то  $1 < T_{2н}/T_{2к} < T_{1к}/T_{1н}$ . Следовательно,  $T_{1к}T_{2к}/T_{1н}T_{2н} > 1$  и  $\Delta E < 0$  (эксергия теряется). Это справедливо во всех случаях и при  $T > T_0$  и при  $T < T_0$ .

Следует отметить, что при использовании противоточной схемы движения носителей удается обеспечить более равномерное распределение движущей силы вдоль поверхности теплопередачи. При увеличении поверхности теплопередачи и соответствующем подборе условий проведения процесса (температуры сред и их расходы) можно снизить потери эксергии до минимума. В этом случае в аппарате реализуется ситуация, близкая к обратимому процессу. Потенциал  $\Delta E$  в этом случае переходит в потоки сред 1 и 2. В этом случае повышение эффективности энергопотребления перерастает в проблему использования вторичных энергоресурсов (поток 2 на выходе из аппарата).

## 10. ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНОСТИ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ В ХИМИЧЕСКОЙ РЕАКЦИИ (ГОРЕНИЕ МЕТАНА)

В качестве химической реакции рассматривается процесс горения газообразного топлива в топке. Объект работает в непрерывном и стационарном режиме. В топку подаются потоки газообразного топлива воздуха. Топливо сгорает полностью. Побочные продукты не образуются. Давление в системе остаётся постоянным. Расходы сред поддерживаются постоянными. Теплоёмкости сред зависят от температуры. Температура подаваемых в топку потоков одинакова и близка к температуре окружающей среды. Исходная смесь поступает в печь при температуре 25 °С и давлении  $p \approx 0,1$  МПа и сгорает полностью до диоксида углерода и парообразной воды. Расчётная схема объекта представлена на рис. 13.

Материальный баланс позволяет определить количество используемых веществ в процессе, связать их расходы с расходом топлива и определить поэлементный состав исходной смеси и продуктов горения.

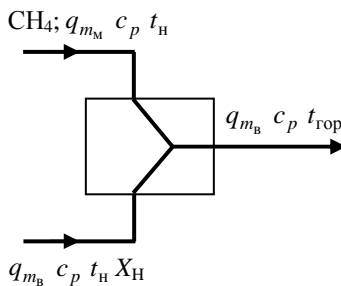
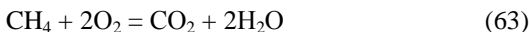


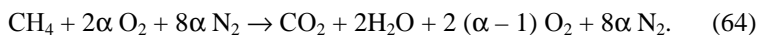
Рис. 13. Расчётная схема топки

## 11. АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ СЖИГАНИЯ ТОПЛИВА

Расчёт ведётся по стехиометрическому уравнению химической реакции. По стехиометрии реакции



на 1 моль  $\text{CH}_4$  необходимо израсходовать 2 моль  $\text{O}_2$ , а с учётом избытка воздуха –  $2\alpha$  молей. Количество азота на 1 моль  $\text{CH}_4$ , поступающего с воздухом, равно  $8\alpha$  молей  $\text{N}_2$  (содержание азота в воздухе, примерно в 4 раза больше, чем кислорода). В результате



Мольная доля компонента в исходной газовой смеси будет равна

$$y_{\text{CH}_4} = \frac{1}{1+10\alpha(1+\alpha)}; \quad y_{\text{O}_2} = \frac{2\alpha}{1+10\alpha}; \quad y_{\text{N}_2} = \frac{8\alpha}{1+10\alpha}. \quad (65)$$

Мольная доля компонента в продуктах горения

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2}{1+10\alpha}; \quad y_{\text{O}_2} = \frac{2(\alpha-1)}{1+10\alpha}; \quad y_{\text{CO}_2} = \frac{1}{1+10\alpha}; \quad y_{\text{N}_2} = \frac{8\alpha}{1+10\alpha}. \quad (66)$$

Состав смеси на входе в топку и топочных газов приведён в табл. 6.

Температура процесса горения метана определяется из уравнения теплового баланса топки, для адиабатического режима горения и отсутствия потерь. Процесс непрерывный и стационарный. Топка представляет собой реактор идеального перемешивания. Для расчёта температуры горения целесообразно перейти к массовым единицам. В соответствии со стехиометрическим уравнением химической реакции теоретически необходимое количество воздуха для сжигания одного килограмма топлива (метана) равно  $b$  – теоретически необходимое количество воздуха.

## 6. Мольные доли веществ в исходной смеси и в продуктах горения

Вещество	Мольная доля компонента в смеси	
	исходная	продукты
Метан	$y_{\text{CH}_4} = \frac{1}{1+10\alpha}$	0
Кислород	$y_{\text{O}_2} = \frac{2\alpha}{1+10\alpha}$	$y_{\text{O}_2} = \frac{2(\alpha-1)}{1+10\alpha}$
Азот	$y_{\text{N}_2} = \frac{8\alpha}{1+10\alpha}$	$y_{\text{N}_2} = \frac{8\alpha}{1+10\alpha}$
Двуокись углерода	0	$y_{\text{CO}_2} = \frac{1}{1+10\alpha}$
Пары воды	0	$y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2}{1+10\alpha}$

Это табличные величины. Их значения приведены в справочной литературе. Для метана  $b = 18,0$  коэффициент избытка  $\alpha^*$  массовый, не менее 1,2.

Тепловой баланс (при отсутствии тепловых потерь)

$$(q_{mm} c_3 T_H) t_H + q_{mm} b \alpha^* c_3 (T_H) t_H + q_{mm} \int_{T_H}^{T_{гор}} \Delta H(T) dT = q_{m\Sigma} c_{3,гор} (T_{гор}) T_{гор} \cdot \quad (67)$$

Материальный баланс по установке

$$q_{m\Sigma} = q_{mm} + q_{mвоз} = q_{mm} + q_{mm} b \alpha^* = q_{mm} [1 + b(\alpha^* - 1)] \quad (68)$$

Подставляем соотношение (68) в уравнение (67):

$$t_{гор} = \frac{c_3 (T_H) t_H}{c_3 (T_{гор})} + \frac{1}{[1 + b\alpha^*] c_3 (T_{гор})} \int_{T_H}^{T_{гор}} \Delta H(T) dT \cdot \quad (69)$$

Если теплоёмкость газовой смеси и тепловой эффект не зависят от температуры

$$c_3(T) = \text{const}; \quad \Delta H(T) \approx \text{const} ,$$

то температуру продуктов горения можно определить по уравнению

$$t_{гор} \approx t_H + \frac{\Delta H}{[1 + b\alpha^*] c_{3,гор}} \cdot \quad (70)$$

Это уравнение позволяет оценить влияние коэффициента избытка воздуха на температуру горения. Увеличение коэффициента избытка воздуха приводит к снижению температуры горения топлива, что позволяет регулировать температуру горения в зависимости от требований к этому параметру. Теперь можно определить потоки энергии, приходящие и покидающие объект, и перейти к построению диаграммы Сенсека, для чего необходимо задаться величиной внешней поверхности топки, формой этой поверхности и толщиной и материалом тепловой изоляции.



**Рис. 14. Диаграмма Сенсека для процесса горения**

Диаграмма Сенкея для топки аналогична диаграмме смешения потоков. Потери энергии обусловлены рассеянием энергии в окружающее объект пространство. Вторичных потоков нет, так как продукты горения являются энергоносителем, используемым в дальнейшем как высокотемпературный энергоноситель в технологических установках.

**Эксергетический анализ.** При горении топлива, осуществляемого при постоянном общем давлении газовой смеси, происходит изменение состава смеси как за счёт образования новых веществ и расходования исходных, так и за счёт перехода компонентов из одного потока в другой. Поэтому при определении эксергии потоков необходимо учитывать эксергию образования всех веществ, принимающих участие в процессе. Эта величина не для всех компонентов равна нулю. Значения эксергий образования веществ приведены в табл. 7. При отсутствии справочной информации величину эксергии образования можно определить при помощи уравнения:

Значения эксергии при параметрах окружающей среды приведены в табл. 3. Потери эксергии при осуществлении процесса составят:

$$\Delta e = e_{\text{см.вх}} - e_{\text{см.вых}}, \quad (71)$$

$$e_{\text{см.вх}} = \sum_{i=1}^n (e_{\text{вх}} y_{\text{вх}})_i, \quad (72)$$

$$e_i = e^0 + e_{0-1}, \quad (73)$$

где  $e^0$  – эксергия чистого вещества при стандартных температуре и давлении по отношению к стандартизированной окружающей среде (определяется по таблице);  $\Delta e_{0-1}$  – изменение эксергии чистого вещества при переходе от стандартных температуры и давления к конкретным условиям (концентрации, температуре, давлению и агрегатному состоянию):

$$\Delta e_{(0-1)_i} = \Delta i - T_0 \Delta s = c_p (T - T_0) - c_p T_0 \ln \frac{T}{T_0} - T_0 R \ln \left( \frac{p_0}{p_i} \right). \quad (74)$$

## 7. Изменение эксергии в процессе горения метана, Дж/мол

Вещество	Вход	Выход	Вход	Выход
Метан	812 336	0	-489	0
Кислород	-4078	31 561	-774	257
Азот	-795	38 801	-554	554
Двуокись углерода	0	56 638		489
Вода (пары)	0	55 427		679
Смесь	61 209	42 633	-1817	1979

Поскольку предполагается, что газовая смесь представляет собой идеальный газ, то  $p_i = p_0 y_i$ . Уравнение (74) примет вид

$$\Delta e_{(0-1)_i} = \Delta i - T_0 \Delta s = c_p (T - T_0) - c_p T_0 \ln \frac{T}{T_0} - T_0 R \ln \left( \frac{1}{y_i} \right). \quad (75)$$

Поскольку предполагается, что газовая смесь представляет собой идеальный газ, то  $p_i = p_0 y_i$ . Уравнение (75) примет вид

$$\Delta e_{(0-1)_i} = \Delta i - T_0 \Delta s = c_p (T - T_0) - c_p T_0 \ln \frac{T}{T_0} - T_0 R \ln \left( \frac{1}{y_i} \right). \quad (76)$$

Эксергия входных потоков равна

$$e_{\text{см.вх}} = \sum_{i=1}^n (e_{\text{вх}} y_{\text{вх}})_i. \quad (77)$$

Эксергия компонентов на входе в печь равна соответственно (температура смеси на входе незначительно отличается от стандартной, и поэтому можно пренебречь изменением теплоёмкости от температуры):

– для кислорода

$$\Delta e_{\text{O}_2_{\text{вх}}} = e_{\text{O}_2}^0 + c_{p\text{O}_2} \left[ (T_{\text{вх}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{вх}}}{T_0} \right] - RT_0 \ln \left[ \frac{1+10\alpha}{2\alpha} \right]; \quad (78)$$

– для азота

$$\Delta e_{\text{N}_2_{\text{вх}}} = e_{\text{N}_2}^0 + c_{p\text{N}_2} \left[ (T_{\text{вх}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{вх}}}{T_0} \right] - RT_0 \ln \left[ \frac{1+10\alpha}{8\alpha} \right]; \quad (79)$$

– для метана

$$\Delta e_{\text{CH}_4_{\text{вх}}} = e_{\text{CH}_4}^0 + c_{p\text{CH}_4} \left[ (T_{\text{вх}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{вх}}}{T_0} \right] - RT_0 \ln \left[ \frac{1+10\alpha}{1} \right] + \Delta H \left( 1 - \frac{T_0}{T_{\text{вх}}} \right). \quad (80)$$

При расчёте изменения эксергии  $\Delta e_{(0-2)}$  продуктов сгорания при переходе их от  $T_0, P_0$  к заданным условиям принимают, что оно равно сумме изменения эксергии при изотермическом расширении при начальной температуре и при изобарическом нагревании от исходной до конечной температуры. Расчёт ведётся по уравнению (32).

Эксергия компонентов на выходе из печи (температура смеси на выходе из печи сильно отличается от стандартной, и поэтому необходимо учитывать изменение теплоёмкости от температуры):

– эксергия кислорода

$$\Delta e_{O_2_{\text{ВЫХ}}} = e_{O_2}^0 + \int_{T_0}^{T_{\text{ВЫХ}}} c_{pO_2} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT - RT_0 \left[ \frac{1+10\alpha}{2 \cdot (\alpha-1)} \right]; \quad (81)$$

– эксергия паров воды

$$\Delta e_{H_2O_{\text{ВЫХ}}} = e_{H_2O}^0 + \int_{T_0}^{T_{\text{ВЫХ}}} c_{pH_2O} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT - RT_0 \left[ \frac{1+10\alpha}{2} \right]; \quad (82)$$

– эксергия углекислого газа

$$\Delta e_{CO_2_{\text{ВЫХ}}} = e_{CO_2}^0 + \int_{T_0}^{T_{\text{ВЫХ}}} c_{pCO_2} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT - RT_0 \left[ \frac{1+10\alpha}{1} \right]; \quad (83)$$

– эксергия азота

$$\Delta e_{N_2_{\text{ВЫХ}}} = e_{N_2}^0 + \int_{T_0}^{T_{\text{ВЫХ}}} c_{pN_2} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT - RT_0 \left[ \frac{1+10\alpha}{8\alpha} \right]. \quad (84)$$

В итоге эксергия дымовых газов, равна

$$e_{\text{см.ВЫХ}} = \sum_{i=1}^n (e_{\text{ВЫХ}})_i. \quad (85)$$

Потери эксергии в процессе горения будут равны разнице эксергии потоков на входе и эксергии потоков на выходе:

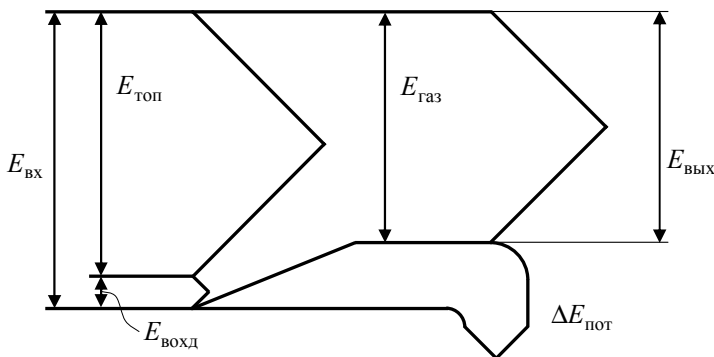
$$\Delta e = e_{\text{см.ВХ}} - e_{\text{см.ВЫХ}}. \quad (86)$$

Коэффициент избытка воздуха равен 1,2.

При расчёте изменения эксергии  $\Delta e_{O_2}$  продуктов сгорания при переходе их от  $T_0, P_0$  к заданным условиям принимают, что оно равно сумме изменения эксергии при изотермическом расширении при 25 °С и при изобарическом нагревании от 25 до 1800 °С. Результаты расчётов приведены в таблице. Таким образом, несмотря на полное отсутствие тепловых потерь потери эксергии при сгорании достаточно велики, и составляют треть от общего её «запаса».

Диаграмма Гроссмана – Шаргута для процесса горения представлена на рис. 15.





**Рис. 15. Диаграмма Гроссмана – Шаргута**

Таким образом, несмотря на отсутствие тепловых потерь (они не учтены), потери эксергии при сгорании велики и составляют практически 30%. Увеличение избытка воздуха приведёт к увеличению потерь эксергии.

## 12. КЛАССИФИКАЦИЯ ПОТЕРЬ ЭКСЕРГИИ

Анализ эффективности энергопотребления (энергетический и термодинамический) показывает, что основные виды потерь в технологических связях связаны с образованием вторичных энергетических ресурсов и потерями, возникающими в технологических установках за счёт несовершенства процессов, оборудования, неправильного выбора условий работы и т.д.).

Диаграммы Сенкея и Гроссмана – Шаргута дают графическое представление об основных причинах потерь потенциала энергоносителей. Все потери энергии и снижение её потенциала, возникающие при работе производства, можно условно разделить на внешние и внутренние.

К внешним относятся потери зависящие от степени использования продуктов, произведённых в ходе реализации технологии (т.е. потери от необратимости на границах системы). Внешние потери обусловлены наличием материальных потоков обмена между оборудованием.

Для уменьшения внешних потерь эксергии не нужно усовершенствовать технологию, но необходимо рационально организовать производство, правильно комбинировать различные процессы для полного использования вторичных энергетических ресурсов (ВЭР) и побочных продуктов химической переработки сырья.

К внутренним относятся потери от необратимости процессов внутри технологии (системы). Наличие внутренних потерь эксергии обусловлено выбором параметров технологического процесса (значения параметров использовались при оценке величины потенциала энергоносителей), незавершенностью технологических процессов, несовершенством технологи-

ческого оборудования и не правильным выбором его и другими причинами. Для снижения внутренних потерь эксергии необходимо совершенствовать технологические процессы и оборудование, используемое для их проведения. Для уменьшения внутренних потерь эксергии необходимо изменять технологию и аппаратное оформление процесса.

В ходе анализа все виды потерь эксергии часто делят на потери технические и потери собственные. К собственным потерям относят такие, которые неизбежны при существующем состоянии, а к техническим потерям – те, которые могут быть устранены. Несмотря на то, что это деление очень условно, целесообразно рассмотреть суть этой классификации, так как она используется в литературе.

Простейшим примером технических потерь эксергии могут служить те потери эксергии тепла в теплообменнике, которые возникают вследствие того, что поверхность его является конечной величиной. Увеличивая поверхность теплообменника, эти потери можно уменьшить.

Можно классифицировать потери эксергии по способу их устранения.

1. Потери эксплуатационные. Уменьшения таких потерь можно добиться изменением технологического режима, улучшением эксплуатации оборудования и оптимизацией технологических режимов на действующем оборудовании.

2. Потери для устранения которых, необходимо изменить размеры используемого оборудования (поверхность, увеличить время реакции и т.д.), либо использовать оборудование в котором обеспечиваются более интенсивные режимы тепло- и массопереноса и т.д. Это аппаратные потери.

3. Потери, которые можно устранить, изменив технологическую схему. Потери технологические.

4. Потери, зависящие от свойств веществ, используемых в процессе. Потери «физико-химические».

5. Потери, устраняемые за счёт изменения технологии, заменой самого метода производства продукта.

Потери по п. 4 и 5 относятся к категории собственных.

В любом технологическом процессе «высокопотенциальное» тепло неизбежно превращается в «низко потенциальное». Поэтому «низко потенциальное» тепло всегда имеется в избытке и приходится искать способы его рационального использования. Низко потенциальное тепло сосредоточено, преимущественно, во вторичных энергоресурсах. Один из способов повышения эффективности энергоресурсов заключается в использовании теплоты ВЭР.

Проблема состоит не просто в экономии энергии (ее количество неизменно в соответствии с первым законом термодинамики), но в сохранении её качества (потенциала). Качество это можно оценить количественно

но. Осязаемым результатом любого технологического процесса является прирост энтропии. Общий принцип снижения энергетических затрат – снижение энтропии. Основной приём, позволяющий уменьшить энтропию, – снижение термодинамической необратимости технологического процесса.

### **13. РЕКУПЕРАЦИЯ ТЕПЛА В СЛОЖНЫХ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМАХ**

Общие принципы рекуперации тепла, вытекающие из второго закона термодинамики, изложены выше и заключаются в необходимости уменьшения движущих сил во всех точках теплообменников. Однако реальное осуществление этих принципов является сложной задачей, особенно в таких системах, в которых велико число потоков различного потенциала и число вариантов рекуперации энергии. Одним из действенных приёмов, используемых для оценки возможности регенерации тепловой энергии, является метод, разработанный Линхофом и др. Это метод температурного соответствия.

Метод используется для анализа эффективности энергопотребления в сложных технологических схемах. При проведении анализа необходимо помнить, что реализуется он для всей технологической схемы. Сущность метода состоит в подборе взаимно обменивающихся пар потоков (технологических и энергетических) с наибольшим температурным соответствием. Метод позволяет повысить термодинамическую (эксергетическую) эффективность теплоиспользования. В соответствии с этим методом предполагается следующая последовательность:

1. Осуществляются оценка энергии и эксергии, полной и удельной, всех потоков, поступающих в объект и из него уходящих (по каждому виду оборудования в технологической схеме).

2. Осуществляется сопоставление уровней температур и энтальпий нагреваемых и охлаждаемых потоков. Выбираются, попарно, охлаждаемые и нагреваемые потоки с точки зрения количества тепловой энергии, забираемой у охлаждаемого потока, и количества энергии, необходимой для передачи нагреваемому потоку.

3. Для каждой выбранной пары потоков строят диаграмму в координатах температура (абсолютная) – энтальпия (удельная). Можно построить график для всей технологической схемы.

4. Оценка соответствия видов и параметров энергоносителей, подводимых от внешних источников, температурному интервалу нагрева и охлаждения технологических потоков с целью снижения потерь от необратимости процессов теплообмена (потерь эксергии). Выбор рациональных видов и параметров энергоносителей для каждой стадии производст-

ва с учётом максимальной рекуперации теплоты в пределах технологической схемы.

5. Оценка общей энергоёмкости рассматриваемого производства до и после рационализации.

Максимальный эффект применения метода температурного соответствия может быть получен при анализе не отдельного аппарата или установки, а крупных технологических установок и предприятий в целом.

На рисунке 16 иллюстрируется применение метода для пары потоков. Охлаждаемый поток меняет свою температуру по линии 5-6-7, нагреваемый поток по линии 1-2-3-4.

На рисунке 17 представлен график изменения температур нагреваемых и охлаждаемых потоков в схеме (это потоки перерабатываемых сред). При этом могут быть самые различные уровни температур нагреваемых и охлаждаемых потоков. Приведённый график показывает, что при минимально допустимом температурном перепаде между нагреваемыми и охлаждаемыми потоками  $\Delta t_{\min}$  можно сократить удельный расход теплоты от внешнего источника на величину  $q_3 = q_{p1} + q_{p2}$  за счёт рекуперации теплоты технологических потоков в пределах производства. На первой ступени подогрева в интервале 1-2 используется низкопотенциальная теплота внешнего источника. Для подогрева на участке 4-6 использована теплота среднего потенциала и только в интервале 7-8 от внешнего источника подводится теплота высокого потенциала.

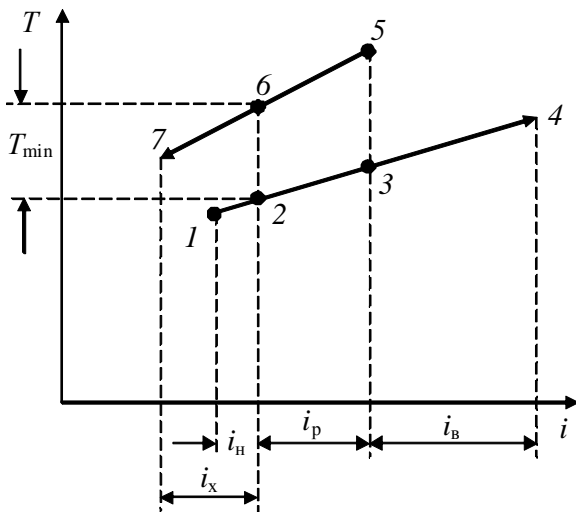
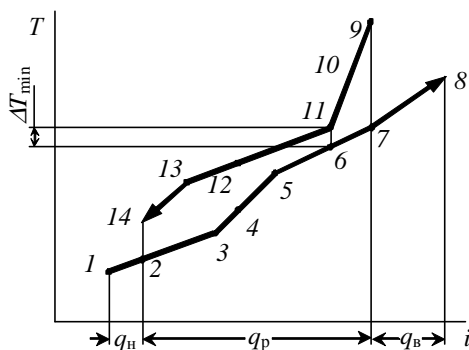


Рис. 16. График температурного соответствия для пары потоков



**Рис. 17. Интегральный график  $T-i$  для нескольких охлаждаемых и нагреваемых потоков:**

1-2-3-4-5-6-7-8 – изменение параметров всех нагреваемых потоков;  
 9-10-11-12-13-14 – изменение параметров всех охлаждаемых потоков;  
 $q_n$  – удельное количество низкопотенциальной теплоты, подведённой от внешнего источника;  $q_p$  – удельные количества теплоты, используемой для нагревания;  $q_v$  – удельные количества теплоты высокого потенциала, подведённой от внешних источников;  $\Delta T_{\min}$  – минимально допустимый температурный перепад охлаждаемыми и нагреваемыми потоками

Опыт анализа технологических схем методом температурного соответствия показал возможность системного подхода к оценке энергопотребления химических предприятий на основе следующих методологических принципов:

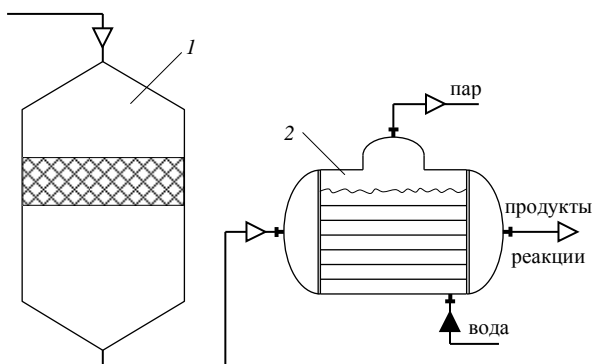
1) разделение задачи теплоснабжения любого объекта на две части: а) рекуперация теплоты внутри схемы; б) подвод недостающей теплоты соответствующих параметров от внешнего источника и одновременное выявление количества и параметров теплоты, отводимой от процесса для полезного использования внешними потребителями;

2) определение возможностей многоступенчатого использования теплоты, в том числе низкопотенциальной;

3) комплексное решение тепло- и хладоснабжения предприятия на базе тепловых насосов и абсорбционных тепловых машин;

4) дифференциальный подход к выбору энергоносителей и их параметров по каждому отделению производства, чтобы обеспечить минимальные потери эксергии при теплообмене.

**Использование котла-утилизатора.** Одним из действенных приёмов повышения эффективности энергопотребления является использование тепла химических реакций. Реактор, в котором проходит экзотермическая реакция, снабжается теплообменником, предназначенным для рекуперации теплоты реакции.



**Рис. 18. Схема реактора-котла утилизатора:**  
 1 – реактор; 2 – котёл-утилизатор

Этот теплообменник может работать, как котёл-утилизатор для генерации водяного пара. Нагретые в реакторе (поз. 1), за счёт тепла химической реакции, газы поступают в котёл-утилизатор (поз. 2). Газы отдают своё тепло воде, находящейся в межтрубном пространстве котла-утилизатора. Вода кипит, образуется пар. Затем этот пар используется как энергоноситель на других технологических аппаратах установки. Такой приём используется в том случае, если количество энергии, выделяющееся в ходе химической реакции, велико. В том случае, когда тепловой эффект реакции относительно невелик, реактор снабжается теплообменником для подогрева исходной смеси перед подачей её в зону реакции.

#### 14. ТЕХНИЧЕСКИЕ СРЕДСТВА УТИЛИЗАЦИИ ТЕПЛА

Одним из основных элементов утилизационных систем является теплообменное устройство, которое позволяет эффективно отбирать теплоту вторичных энергетических ресурсов технологических и энергетических процессов. В зависимости от параметров теплоты и вида теплоносителя в утилизационной системе используют теплообменники различных типов.

Наиболее широко применяются поверхностные теплообменники, в которых обменивающиеся среды разделены теплообменной поверхностью. Эта аппаратура и её применение описаны в технической литературе.

**Теплоутилизаторы с применением тепловых труб.** Тепловая труба представляет собой закрытую трубу или камеру самой разнообразной формы, внутренняя поверхность которой выложена капиллярно-пористым фитилем. Фитиль насыщен жидкой фазой рабочего вещества (теплоносителем), а остальной объём трубы заполнен паровой фазой теплоносителя. Зона тепловой трубы, куда подводится тепло, называется испарителем, а зона отвода тепла – конденсатором. Теплота, поступающая от внешнего источника к испарителю тепловой трубы, вызывает испарение теплоноси-

теля на этом участке трубы. Под воздействием возникающей при этом разности давлений пар направляется от испарителя к конденсатору, где конденсируется, отдавая теплоту парообразования внешнему нагреваемому потоку. В результате постоянного испарения количество жидкости в фитиле уменьшается, и поверхность раздела фаз жидкость-пар сдвигается внутрь его объёма. При этом в фитиле возникает капиллярное давление, под воздействием которого жидкость из зоны конденсации возвращается в зону испарения. Таким образом, в тепловой трубе теплота парообразования непрерывно переносится из зоны испарения в зону конденсации при постоянно смоченном фитиле.

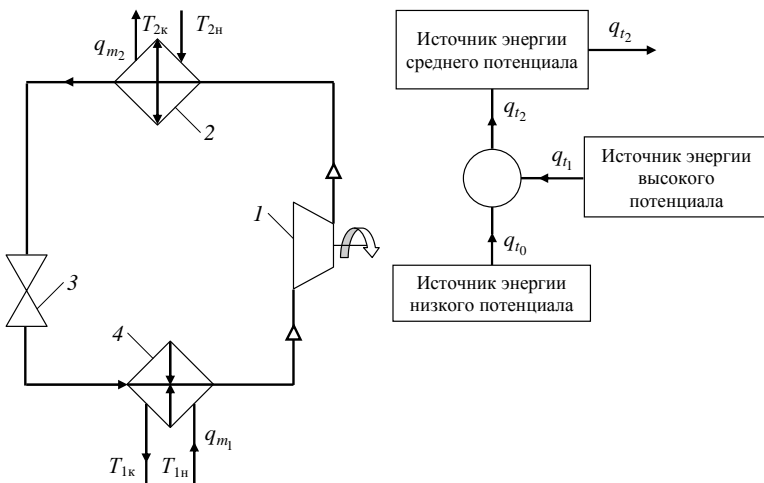
**Термосифон** представляет собой герметичную гладкостенную трубу, частично заполненную жидкостью (теплоносителем). При нагреве нижнего конца трубы жидкость испаряется, и пар направляется к верхнему холодному концу трубы, где конденсируется. Конденсат под действием гравитационных сил стекает к нижнему концу трубы. В результате постоянного испарения и конденсации теплота переносится от первичного источника к потребителю тепла. Иногда термосифон называют безфитильной тепловой трубой.

Контактные (распылительные) и контактно-поверхностные теплоутилизаторы применяются, главным образом, для нагрева воды за счёт использования тепла горячих отходящих газовых потоков. В контактных теплообменниках вода превращается в дисперсную фазу, и за счёт значительного роста поверхности контакта создаются условия для эффективного охлаждения газов и нагрева воды. По сути дела – это распылительные абсорберы.

**Контактно-поверхностные теплоутилизаторы** – это обычные насадочные аппараты.

**Тепловой насос (парокомпрессионного типа).** Установка относится к техническим средствам, с помощью которых можно использовать низкопотенциальное тепло вторичных энергоресурсов. Схема установки приведена на рис. 19.

В замкнутом контуре теплового насоса циркулирует рабочий агент (например – хладон, фреон, аммиак). Температура кипения рабочего тела при атмосферном давлении ниже  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ , обычно в пределах  $-60\dots-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Компрессор, потребляя энергию извне, обеспечивает циркуляцию агента по контуру. В испарителе 4 рабочий агент испаряется, отбирая тепло от внешнего потока  $q_{m_1}$ ; в конденсаторе конденсируется, отдавая теплоту внешнему потоку  $q_{m_2}$ . Назначение дросселя – сброс давления и сжижение паров рабочего тела. Схема может работать для производства холода (оборудование 1, 3, 4), либо для подъёма потенциала (тогда работают все четыре). Для того чтобы схема работала, надо подводить энергию к компрессору.



**Рис. 19. Схема теплового насоса:**

1 – компрессор; 2 – конденсатор; 3 – дроссель; 4 – испаритель;

$q_{m_1}$  – поток носителя, потенциал энергии которого необходимо повысить;

$q_{m_2}$  – поток носителя с повышенным потенциалом

Тепловой баланс теплового насоса (без учёта потерь)

$$q_{t_2} = q_{t_1} + q_{t_0}. \quad (87)$$

Эффективность трансформации энергии при применении теплового насоса определяется коэффициентом преобразования, который независимо от эффективности самого теплового насоса всегда больше единицы:

$$\varphi = \frac{q_{t_2}}{q_{t_1}} = \frac{q_{t_1} + q_{t_0}}{q_{t_1}} = 1 + \frac{q_{t_0}}{q_{t_1}}, \quad \frac{q_{t_0}}{q_{t_1}} = m. \quad (88)$$

Установка работает следующим образом. В испаритель поступает вторичный энергоноситель. Испаритель нагревает его до температуры кипения и испаряет. Образовавшиеся пары попадают в компрессор, где их сжимают, и они нагреваются. Сжатый газ поступает в дроссель, в котором расширяется до атмосферного давления и охлаждается. Газы конденсируются, образуя жидкость. Жидкость поступает в испаритель, в котором принимает тепло от низкотемпературного тела (поток 1), и испаряется. Образовавшиеся пары поступают в компрессор. Цикл повторяется. Для того чтобы схема заработала, надо подводить энергию на компрессор.



Потенциальная энергия возрастает потому, что при сжатии паров возрастает давление и, следовательно, возрастает температура конденсации и повышается потенциал носителя тепла  $q_{m_2}$  по сравнению с потенциалом носителя  $q_{m_1}$ .

Коэффициент преобразования как идеального, так и реального теплового насоса выражается через температуры процесса следующим образом:

$$\Phi_{\text{из}} = \frac{T_{\text{к}}}{T_{\text{к}} - T_{\text{и}}}, \quad (89)$$

где  $T_{\text{к}}$ ,  $T_{\text{и}}$  – температуры конденсации и кипения в конденсаторе и испарителе теплового насоса, соответственно, К.

Количество тепловой энергии, воспринимаемое хладоном в испарителе

$$q_{t_4} = q_{m_1} c_{p_1} (t_{1_{\text{и}}} - t_{1_{\text{к}}}). \quad (90)$$

Количество испарившегося в аппарате хладона

$$q_{m_{\text{хл}}} = \frac{q_{t_4}}{r_{\text{хл}}}. \quad (91)$$

В компрессоре осуществляется адиабатическое сжатие хладона от давления начального  $p_1$  до давления  $p_2$ , обеспечивающего нагрев паров до температуры  $T$ . Энергия, затрачиваемая на сжатие в компрессоре

$$q_{\text{сж}} = \frac{k}{k-1} p_1 \frac{q_{m_{\text{хл}}}}{\rho_{\text{хл}}} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]. \quad (92)$$

Температура газов в конце адиабатического сжатия

$$T_2 = T_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}. \quad (93)$$

Количество тепла, отдаваемое парами хладона в конденсаторе

$$q_{t_2} = q_{m_{\text{хл}}} r_{\text{хл}}. \quad (94)$$

Количество воды, нагреваемое в конденсаторе от температуры  $T_{2_{\text{н}}}$  до температуры  $T_{2_{\text{л}}}$

$$q_{m_2} = \frac{q_{t_2}}{c_p(T_{2_k} - T_{2_n})}. \quad (95)$$

Определим эксергетический КПД установки

$$\eta_e = \frac{E_{\text{вых}}}{E_{\text{вх}}}. \quad (96)$$

Эксергия потоков, поступающих на установку,

$$E_{\text{вх}} = q_{m_1} c_{p1} T_{1_n} \left(1 - \frac{T_0}{T_{1_n}}\right) + q_{m_2} c_{p2} T_{2_n} \left(1 - \frac{T_0}{T_{2_n}}\right) + q_{t_{\text{эл}}}. \quad (97)$$

Эксергия потоков, уходящих с установки,

$$E_{\text{вых}} = q_{m_1} c_{p1} T_{1_k} \left(1 - \frac{T_0}{T_{1_k}}\right) + q_{m_2} c_{p2} T_{2_k} \left(1 - \frac{T_0}{T_{2_k}}\right). \quad (98)$$

После подстановки значений эксергий потоков и преобразования, получим

$$\Delta E = E_{\text{вых}} - E_{d1} = q_{m_1} c_{p1} \left[ (T_{1_k} - T_{1_n}) + m(T_{2_k} - T_{2_n}) \right] - \frac{q_{\text{сж}}}{\eta_{\text{сж}}}. \quad (99)$$

Тепловые насосы используются на химических предприятиях для производства холода (получение жидких хладагентов с температурой  $-20 \dots -10$  °С). Вторичным энергоресурсом в тепловом насосе служит хладагент, поступающий в испаритель с технологических установок. Такой носитель на технологических установках нагревается на  $7 \dots 15$  °С. В тепловом насосе, подогретый хладагент отдаёт своё тепло рабочему телу, циркулирующему в контуре теплового насоса и остывает до требуемой температуры.

***Технологические требования к технологическому оборудованию.***

Знания, полученные студентами при изучении курсов «Процессы и аппараты химических технологий» и «Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения», являются базовыми при осуществлении проектирования технологического оборудования. В точных науках правильное использование законов позволяет найти одно определённое решение. В технологии, кроме общих технических принципов, необходимо учитывать также экономические проблемы, обусловленные обычно местом и временем.

## 8. Основные требования к конструкции технологического оборудования

Показатель работы оборудования	Требования к конструкции с точки зрения различных дисциплин	
	Процессы и аппараты химических технологий	Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения
Поверхность контакта между фазами средами	большая	большая
Внешняя поверхность	малая	малая
Движущая сила	большая	малая
Интенсивность обмена между средами	высокая	высокая

Создавая технологическое оборудование, необходимо помнить, что целью является оптимальное, с технической и экономической точек зрения, решение. Чтобы процесс был наиболее экономичным, он должен проходить возможно быстрее на всех этапах при максимальном использовании сырья, минимальных затратах энергии и как можно более высоком выходе с единицы объёма оборудования.

Названные выше курсы позволяют сформулировать основные требования к конструкции оборудования. В таблице 8 приводятся требования к конструкции оборудования, сформулированные в названных выше курсах.

Как следует из таблицы, требования к обеспечиваемой в оборудовании движущей силе, различны. Небольшая движущая сила необходима для повышения эффективности использования энергетических ресурсов. Снижение движущей силы ведёт к увеличению размеров оборудования и увеличению потерь энергии через внешнюю поверхность. Поэтому наибольший эффект достигается при разумном уменьшении движущей силы.

# ЛАБОРАТОРНЫЕ РАБОТЫ

## Лабораторная работа 1

### ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПЕРЕМЕЩЕНИЯ НАСЫЩЕННОГО ВОДЯНОГО ПАРА ПО ТРУБОПРОВОДУ

**Цель работы:** определение величины потерь тепла с поверхности трубопровода.

#### Содержание работы

1. Ознакомление с энергетическим методом анализа и оценка с его помощью эффективности использования энергии при перемещении насыщенного водяного пара по трубопроводу.

2. Определить величину потерь тепловой энергии в окружающее пространство с единицы длины трубопровода и количество образующегося конденсата для неизолированного и изолированного трубопроводов по данным, предложенным преподавателем.

#### Исходные данные

По трубопроводу (рис. 1.1) транспортируется насыщенный водяной пар. Исходные данные в соответствии с вариантом задания принимаются из табл. 1.1.

Определить эффективность использования теплоты в обоих случаях и оценить эффективность работы теплоизоляции и сопоставить величины потерь тепловой энергии.

Транспортирование насыщенного пара по трубопроводу сопровождается потерями тепловой энергии через внешнюю поверхность трубопровода. Компенсируются тепловые потери за счёт конденсации пара в трубопроводе и образованием конденсата. Это приводит к тому, что к потребителю доставляется только часть поступившего в трубопровод пара.

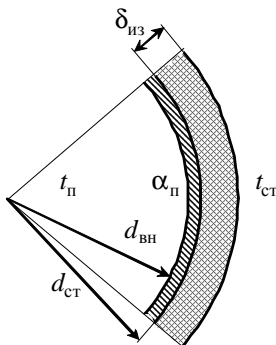


Рис. 1.1. Схема объекта

### 1.1. Исходные данные

№ варианта	Размеры трубопровода		Изоляция	Параметры пара		Окружающая среда $t_0$ , °C
	диаметр, мм	длина, м	Материал	$P$ , атм	$v_{п.}$ , м/с	
1	108×4	100	Стеклянная вата	2,0	10,0	-10
2	159×4,5	200	Шлаковая вата	3,0	15,0	0
3	219×9,5	300	Стеклянная вата	4,0	5,0	10
4	76×3	400	Шлаковая вата	5,0	20,0	20

### Методика проведения работы

1. Потери энергии через внешнюю поверхность трубопровода

$$q_{t \text{ пот}} = K_{\text{нар}} \pi (t_{\text{п}} - t_0), \text{ Вт/м}, \quad (1.1)$$

где

$$K_{\text{нар}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{п}} d_{\text{вн}}} + \frac{1}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{(d_{\text{вн}} + 2\delta_{\text{ст}})}{d_{\text{вн}}} + \frac{1}{\lambda_{\text{из}}} \ln \frac{(d_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{из}})}{(d_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{ст}})}} \rightarrow$$

$$\rightarrow \frac{1}{\alpha_{\text{в}} (d_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{из}})}, \text{ Вт/м} \cdot \text{град},$$

При определении величины потерь одна из задач – определение температуры внешней поверхности трубы, так как коэффициент теплоотдачи с внешней поверхности трубопровода зависит от температуры на внешней поверхности трубопровода  $t_{\text{ст}}$  [5]:

$$\alpha_{\text{в}} = 9,8 + 0,07 \cdot (t_{\text{ст}} - t_0), \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}, \quad (1.2)$$

где  $t_{\text{ст}}$  – температура наружной поверхности стенки аппарата, град;  $t_0$  – температура окружающей среды, град.

2. Температура наружной поверхности стенки трубопровода находится из равенства тепловых потоков от пара к наружной поверхности и от наружной поверхности в окружающую среду:

$$\alpha_{\text{пр}} (t_{\text{п}} - t_{\text{ст}}) = [\alpha_{\text{в}} (t_{\text{ст}} - t_0)] (d_{\text{ин}} + 2\delta_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{из}}). \quad (1.3)$$

После подстановки значения коэффициента теплоотдачи на внешней поверхности

$$\alpha_{\text{пр}}(t_{\text{п}} - t_{\text{ст}}) = \left[ 9,8(t_{\text{ст}} - t_0) + 0,07(t_{\text{ст}} - t_0)^2 \right] (d_{\text{ин}} + 2\delta_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{из}}), \quad (1.4)$$

где приведённый коэффициент теплоотдачи

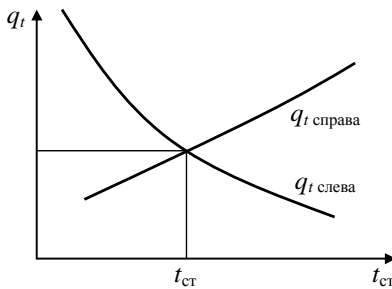
$$\alpha_{\text{пр}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{п}} d_{\text{ин}}} + \frac{1}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{d_{\text{ин}} + 2\delta_{\text{ст}}}{d_{\text{ин вн}}} + \frac{1}{\lambda_{\text{из}}} \ln \frac{d_{\text{ин}} + 2\delta_{\text{ст}} + 2\delta_{\text{из}}}{d_{\text{ин}} + 2\delta_{\text{ст}}}}, \quad \text{Вт/м} \cdot \text{град.} \quad (1.5)$$

Здесь  $\alpha_{\text{п}} = (8 \dots 10) \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$  – коэффициент теплоотдачи от пара к стенке,  $\text{Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ . Для неизолированной трубы  $t_{\text{ст}} \approx t_{\text{п}}$ .

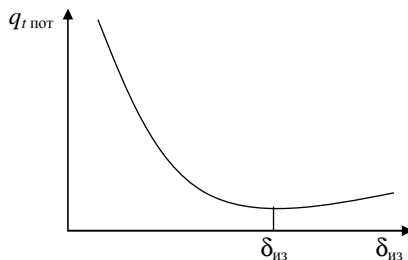
3. Уравнение (1.2) решается графоаналитически (рис. 1.2).

4. После определения температуры стенки переходим к определению величины потерь тепловой энергии с поверхности паропровода

$$q_{\text{тпот}} = K_{\text{нар}} \pi (t_{\text{п}} - t_0), \quad \text{Вт/м.} \quad (1.6)$$



**Рис. 1.2. Нагрузочная характеристика**



**Рис. 1.3. Зависимость величины потерь от толщины изоляции**

5. Определить влияние толщины изоляции на величину тепловых потерь (начиная с  $\delta_{\text{из}} = 0$ ). Построить график этой зависимости (рис. 1.3)

6. Определить скорость образования конденсата. Скорость образования конденсата определяется при толщине изоляции, обеспечивающей минимальные потери. Сопоставить скорости образования конденсата при различных вариантах (изолированный и неизолированный):

$$q_{\text{мконд}} = \frac{q_{\text{тпот}}}{r}, \quad \text{кг/м} \cdot \text{с}, \quad (1.7)$$

где  $r$  – теплота конденсации пара,  $\text{Дж/кг}$ .

7. Построить диаграмму Сенкея.

8. Значение коэффициента эффективности

$$\eta = 1 - \frac{q_{t_{\text{пот}}\Sigma}}{q_{t_{\text{вх}}}} < 1. \quad (1.8)$$

Суммарные потери энергии с поверхности всего паропровода

$$q_{t_{\text{пот}}\Sigma} = q_{t_{\text{пот}}}\ell, \text{ Вт}, \quad (1.9)$$

где  $\ell$  – длина трубопровода, м.

$$q_{t_{\text{вх}}} = q_{m_{\text{пара}}} r, \text{ Вт}, \quad (1.10)$$

где  $q_{m_{\text{пара}}}$  – массовый расход пара, транспортируемого по трубопроводу, кг/с.

$$q_{m_{\text{пара}}} = v_{\text{п}} \rho_{\text{п}} \frac{\pi d_{\text{ин}}^2}{4}, \text{ Вт}, \quad (1.11)$$

где  $v_{\text{п}} = (10...15)$  – скорость движения пара в трубе, м/с;  $\rho_{\text{п}}$  – плотность пара (по давлению пара), кг/м<sup>3</sup>.

9. Определить длину трубопровода, при которой к потребителю придёт один конденсат.

### Контрольные вопросы

1. Сущность энергетического метода анализа.
2. Какие величины оказывают влияние на затраты тепла?
3. Что представляет собой диаграмма Сенкея?
4. Как повысить энергетическую эффективность процесса?

## Лабораторная работа 2

### АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ ПРИ НАГРЕВАНИИ ЖИДКОСТИ В АППАРАТЕ С МЕШАЛКОЙ (ОБОГРЕВ НАСЫЩЕННЫМ ПАРОМ)

#### 2.1. ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

**Цель работы:** провести энергетический анализ процесса нагревания жидкости в аппарате с мешалкой.

#### Содержание работы

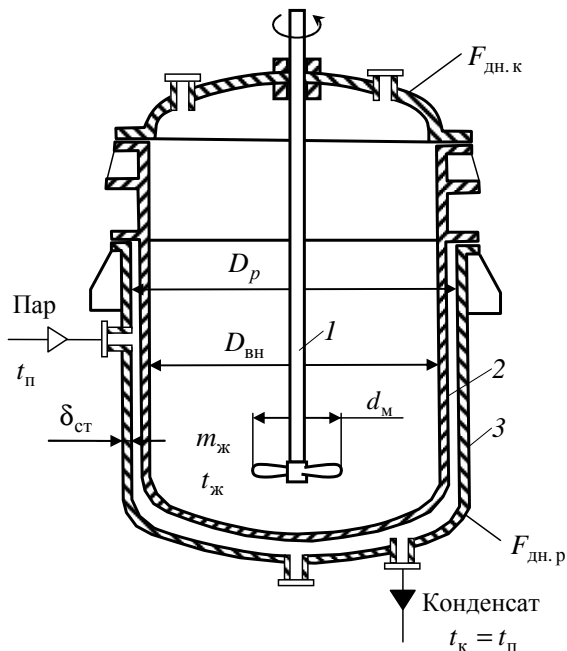
1. Ознакомиться с энергетическим методом анализа, и оценить с его помощью эффективность использования энергии при нагревании жидкости в аппарате с мешалкой.

2. Определить количество теплоты в начале и конце процесса нагревания.
3. Построить диаграмму Сенкея.
4. Определить эффективность использования энергии в процессе нагревания.
5. Анализ результатов и выводы.

Расчётная схема объекта представлена на рис. 2.1. Обозначить на ней все потоки тепла.

### Исходные данные

В аппарате периодического действия нагревается жидкость от начальной до конечной температуры. Аппарат с мешалкой. Определить затраты тепловой энергии на нагрев жидкости и оценить эффективность использования тепла при осуществлении процесса. Аппарат размещён в производственном помещении с температурой воздуха  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$  (рис. 2.1). Аппарат изготовлен из стали. Размеры аппарата подобрать по справочным данным (прил., табл. П1). Обогрев осуществляется насыщенным водяным паром.



**Рис. 2.1. Реактор с перемешиванием для проведения реакций в жидкой среде с незначительной вязкостью:**

*1* – мешалка; *2* – корпус; *3* – рубашка



Исходные данные в соответствии с вариантом задания принимаются из табл. 2.1. Коэффициент заполнения аппарата жидкостью принять равным 0,75...0,80.

### 2.1. Технологические параметры ведения процесса

№ варианта	Среда	Температура, °С		Масса жидкости $m_{ж}$ , кг	Давление пара $p_a$ , атм
		начальная	конечная		
		$t_n$	$T_k$		
1	Вода	20	90	1300	1,0
2	Анилин	30	80	2400	1,4
3	Бензол	40	70	1500	1,8
4	Толуол	25	60	4800	2,0

Для рассчитанного объёма аппарата по приложению (табл. П1) подобрать стандартный аппарат и заполнить табл. 2.2.

### 2.2. Конструктивные характеристики аппарата с мешалкой

Параметры	Значение
1. Внутренний диаметр аппарата, $D_{вн}$	
2. Высота цилиндрической части корпуса аппарата, $H_k$	
3. Толщина стенки корпуса аппарата, $\delta_k$	
4. Поверхность днища аппарата, $F_{дн. а}$	
5. Внутренний диаметр рубашки, $D_p$	
6. Толщина стенки рубашки, $\delta_p$	
7. Поверхность днища рубашки, $F_{дн. p}$	
8. Высота рубашки, $H_p$	
9. Поверхность теплопередачи, $F$	
10. Внешняя поверхность аппарата, $F_{вн}$	
11. Диаметр и тип мешалки, $d_m$	
12. Мощность привода, $N_{эл}$	
13. Число оборотов вала мешалки, $n$	
14. Материал изоляции	
15. Коэффициент теплопроводности изоляции, $\lambda_{из}$	
16. Толщина изоляции, $\delta_{из}$	

## Методика проведения работы

1. Определение объёма аппарата. Номинальный объём аппарата равен

$$V_{\text{ап}} = \frac{m_{\text{ж}}}{\varphi \rho_{\text{ж}}}, \text{ м}^3. \quad (2.1)$$

где  $m_{\text{ж}}$  – масса нагреваемой жидкости, кг;  $\varphi$  – коэффициент заполнения, ( $\varphi = 0,75 \dots 0,80$ );  $\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Значение номинального объёма аппарата принять равным ближайшему значению из стандартного ряда объёмов (см. прил., табл. П1).

2. Высота цилиндрической части корпуса аппарата и рубашки

$$H_{\text{к}} = 1,3D_{\text{вн}}; \quad H_{\text{р}} = 1,3D_{\text{р}}. \quad (2.2)$$

3. Определить массу нагреваемых металлических частей аппарата:

$$m_{\text{м}} = \left[ (\pi D_{\text{р}} H_{\text{р}} + F_{\text{дн.р}}) \delta_{\text{р}} + (\pi D_{\text{вн}} H_{\text{к}} + F_{\text{дн.к}}) \delta_{\text{к}} \right] \rho_{\text{м}}, \quad (2.3)$$

где  $\delta_{\text{ст}} = \delta = \delta_{\text{к}} = \delta_{\text{р}}$ .

4. Определить величину внешней поверхности аппарата, через которую тепло уходит в окружающее пространство:

$$F_{\text{вн}} = \left[ \pi (D_{\text{р}} + 2\delta_{\text{р}} + 2\delta_{\text{из}}) H_{\text{р}} + F_{\text{дн.р}} \cdot 1,03 \right]. \quad (2.4)$$

5. Определить средний по времени коэффициент теплопередачи от греющего пара к нагреваемой жидкости (при средней температуре жидкости):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{п}}} + \left( \frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_{\text{м}}}}. \quad (2.5)$$

Коэффициент теплоотдачи от пара к стенке можно принять равным  $\alpha_{\text{п}} = (8 \dots 10) \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ ; материал стенки корпуса – сталь нержавеющей;  $\lambda_{\text{ст}} = 17,5 \text{ Вт/м} \cdot \text{град}$ ,  $\delta_{\text{к}} = 10 \text{ мм}$ .

Коэффициент теплоотдачи от стенки к перемешиваемой жидкости ( $\alpha_{\text{м}}$  определяется по критериальному уравнению, по средней температуре нагреваемой жидкости)

$$t_{\text{жср}} = \frac{t_{\text{н}} + t_{\text{к}}}{2}. \quad (2.6)$$

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_{\text{м}} = \frac{\lambda_{\text{ж}}}{D} A \text{ Re}^{0,67} \text{ Pr}^{0,33}, \quad (2.7)$$

Значение  $A$  определяется типом мешалки и равно 0,76 для турбинной и 0,57 – для пропеллерной мешалок. Числа подобия  $Re$  и  $Pr$  определяются по соотношениям

$$Re = \frac{\rho_{ж} d_M^2 n}{\mu_{ж}}; \quad Pr = \frac{V_{ж}}{a_{ж}}. \quad (2.8)$$

Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{п}} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{ст} + \frac{1}{\alpha_{м}}}. \quad (2.9)$$

6. Динамика разогрева жидкости оценивается по уравнению

$$\left(m_{м} c_{p_{м}} + m_{ж} c_{p_{ж}}\right) \frac{dt_{ж}}{d\tau} = KF(t_{п} - t_{ж});$$

разделив переменные,

$$\int_{t_{н}}^{t_{к}} \frac{dt_{ж}}{t_{п} - t_{ж}} = B \int_0^{\tau} d\tau,$$

где  $B = \frac{KF}{m_{м} c_{p_{м}} + m_{ж} c_{p_{ж}}}$ .

После интегрирования

$$\ln \frac{t_{п} - t_{н}}{t_{п} - t_{к}} = B\tau. \quad (2.10)$$

Продолжительность нагревания

$$\tau = \frac{1}{B} \ln \frac{t_{п} - t_{н}}{t_{п} - t_{к}}. \quad (2.11)$$

7. Определить затраты тепла на нагревание жидкости в аппарате. Нагревание самой жидкости (теплоёмкости сред считать постоянными в исследуемом диапазоне изменения температур)

$$Q_{t_{ж}} = c_{p_{ж}} m_{ж} (t_{к} - t_{н}); \quad (2.12)$$

нагревание металла

$$Q_{t_{м}} = c_{p_{м}} m_{м} (t_{к} - t_{н}) \quad (2.13)$$

и количество тепла в жидкости и металле в начале и конце процесса нагревания:

$$Q_{t_{ж.вх}} = c_{p_{ж}} m_{ж} t_{н}; \quad Q_{t_{ж.вх}} = c_{p_{ж}} m_{ж} t_{к}; \quad (2.14)$$

$$Q_{t_{м.вх}} = c_{p_{м}} m_{м} t_{н}. \quad Q_{t_{м}} = c_{p_{м}} m_{м} t_{к}. \quad (2.15)$$

Потери тепла в окружающее пространство

$$Q_{t_{\text{пот}}} = K_{\text{вн}} F_{\text{вн}} (t_{\text{п}} - t_0) \tau. \quad (2.16)$$

Коэффициент теплопередачи от пара к окружающей среде равен

$$K_{\text{вн}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{п}}} + \sum \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) + \frac{1}{\alpha_{\text{вн}}}}, \quad \sum \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) = \frac{\delta_{\text{п}}}{\lambda_{\text{п}}} + \frac{\delta_{\text{из}}}{\lambda_{\text{из}}}. \quad (2.17)$$

Коэффициент теплоотдачи от внешней поверхности в окружающее пространство можно определить по уравнению

$$\alpha_{\text{вн}} = 9,8 + 0,07(t_{\text{ст}} - t_0), \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град.} \quad (2.18)$$

Неизвестная температура стенки определяется из равенства тепловых потоков с обеих сторон внешней поверхности стенки:

$$\alpha_{\text{пр}} (t_{\text{п}} - t_{\text{ст}}) = \alpha_{\text{вн}} (t_{\text{ст}} - t_0), \quad (2.19)$$

где  $\alpha_{\text{пр}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{п}}} + \left( \frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{ст}}}$ .

После подстановки  $t_{\text{ст}}$  в уравнение (2.18) выражения (2.19)

$$\alpha_{\text{пр}} (t_{\text{п}} - t_{\text{ст}}) = 9,8(t_{\text{ст}} - t_0) + 0,07(t_{\text{ст}} - t_0)^2. \quad (2.20)$$

Решением уравнения (2.20) определяются  $t_{\text{ст}}$ ,  $\alpha_{\text{вн}}$  и количество тепла, необходимое для компенсации потерь.

Температура внешней поверхности и величина потерь энергии

$$q_{t_{\text{пот}}} = \alpha_{\text{п}} F_{\text{вн}} (t_{\text{ст}} - t_0), \quad Q_{t_{\text{пот}}} = q_{t_{\text{пот}}} \tau. \quad (2.21)$$

Расход пара на осуществление операции нагрева

$$m_{\text{п}} = \frac{Q_{t_{\text{ж}}} + Q_{t_{\text{м}}} + Q_{t_{\text{пот}}}}{r}. \quad (2.22)$$

Отвод тепла с конденсатом

$$Q_{t_{\text{конд}}} = m_{\text{п}} c_{\text{рН}_2\text{О}} t_{\text{п}}. \quad (2.23)$$

Составить уравнения теплового баланса процесса:

– в начале операции

$$Q_{t_{\text{вх}}} = Q_{t_{\text{ж.вх}}} + Q_{t_{\text{м.вх}}} + Q_{t_{\text{п}}}; \quad (2.24)$$

– в конце операции

$$Q_{t_{\text{вых}}} = Q_{t_{\text{ж.вых}}} + Q_{t_{\text{м.вых}}} + Q_{t_{\text{конд}}} + Q_{t_{\text{пот}}}. \quad (2.25)$$

8. Построить диаграмму Сенкея.

9. Определить эффективность использования энергии

$$\eta_{t\text{эф}} = \frac{Q_{t\text{ВХ}}}{Q_{t\text{ВХ}}} - \frac{Q_{t\text{М.ВЫХ}}}{Q_{t\text{ВХ}}} - \frac{Q_{t\text{КОНД}}}{Q_{t\text{ВХ}}} - \frac{Q_{t\text{ПОТ}}}{Q_{t\text{ВХ}}} = 1 - \frac{Q_{t\text{М.ВЫХ}}}{Q_{t\text{ВХ}}} - \frac{Q_{t\text{КОНД}}}{Q_{t\text{ВХ}}} - \frac{Q_{t\text{ПОТ}}}{Q_{t\text{ВХ}}}. \quad (2.26)$$

### Контрольные вопросы

1. Сущность энергетического метода анализа.
2. Какие величины оказывают влияние на затраты тепла?
3. Что представляет собой диаграмма Сенкея?
4. Как повысить энергетическую эффективность процесса?

## 2.2. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

**Цель работы:** ознакомиться с эксергетическим методом анализа энергетической эффективности процесса (паровой обогрев).

### Содержание работы

1. Ознакомиться с методом определения термической составляющей эксергии.
2. Определить потоки эксергии в процессе нагревания жидкости.
3. Оценить эксергетическую эффективность процесса нагревания.
4. Построить диаграмму Гроссмана – Шаргута.
5. Проанализировать результаты.

Расчётная схема объекта представлена на рис. 2.2. Обозначить на ней все энергетические потоки.

### Исходные данные

Процесс нагревания периодический, поэтому расчёт эксергии ведётся на массу вещества. Для анализа использовать данные, полученные при осуществлении энергетического метода анализа эффективности нагревания жидкости в аппарате с мешалкой. В качестве исходных используются данные, принятые в части 2.1.

### Методика проведения работы

1. Эксергия входных потоков объекта:
  - а) загружаемой жидкости

$$E_{\text{ВХЖ}} = m_{\text{ж}} c_{\text{РЖ}} \left[ (T_{\text{Н}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{Н}}}{T_0} \right], \text{ Дж}, \quad (2.27)$$

где  $T_0$  – температура окружающей среды, °С;

- б) металлических частей аппарата в начале:

$$E_{\text{ВХМ}} = m_{\text{М}} c_{\text{РМ}} \left[ (T_{\text{Н}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{Н}}}{T_0} \right], \text{ Дж}; \quad (2.28)$$

в) пара, подаваемого для осуществления процесса:

$$E_{\text{пара}} = m_{\text{п}} \left\{ r \left[ 1 - \frac{T_0}{T_{\text{пара}}} \right] - c_{\text{р.ж.конд}} \left[ (T_{\text{конд}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{конд}}}{T_0} \right] \right\}, \text{ Дж.} \quad (2.29)$$

Количество пара для осуществления процесса определено с учётом потерь тепловой энергии через внешнюю поверхность аппарата (см. рис. 2.1) (определена в разделе энергетический анализ).

2. Эксергия потоков в конце операции:

а) эксергия жидкости

$$E_{\text{выхж}} = m_{\text{ж}} c_{\text{р.ж}} \left[ (T_{\text{к}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{к}}}{T_0} \right], \text{ Дж}; \quad (2.30)$$

б) эксергия металлических частей

$$E_{\text{выхм}} = m_{\text{м}} c_{\text{р.м}} \left[ (T_{\text{конд}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{конд}}}{T_0} \right], \text{ Дж}; \quad (2.31)$$

в) конденсата

$$E_{\text{конд}} = m_{\text{п}} c_{\text{р.конд}} \left[ (T_{\text{конд}} - T_0) - T_0 \ln \frac{T_{\text{конд}}}{T_0} \right], \text{ Дж.} \quad (2.32)$$

3. Потери эксергии определяются по уравнению

$$\Delta E_{\text{общ}} = \sum E_{\text{вых}i} - \sum E_{\text{вх}j} - Q_{\text{пот}}. \quad (2.33)$$

После подстановки в уравнение (2.1) всех составляющих

$$\Delta E_{\text{общ}} = \left\{ \begin{array}{l} m_{\text{ж}} c_{\text{р.ж}} \left[ (T_{\text{к}} - T_{\text{н}}) - T_0 \ln \frac{T_{\text{к}}}{T_{\text{н}}} + T_0 \ln \frac{T_{\text{н}}}{T_0} \right] + \\ + m_{\text{м}} c_{\text{р.м}} \left[ (T_{\text{к}} - T_{\text{н}}) - T_0 \ln \frac{T_{\text{к}}}{T_{\text{н}}} + T_0 \ln \frac{T_{\text{н}}}{T_0} \right] - \\ - m_{\text{п}} r \left[ 1 - \frac{T_0}{T_{\text{конд}}} \right] \end{array} \right\} - Q_{\text{пот}}. \quad (2.34)$$

К  $\Delta E_{\text{общ}}$  необходимо добавить потери теплоты через внешнюю поверхность аппарата, определённые в первой части данной работы.

4. Расход пара во времени

$$m_{\text{пара}} = \frac{Q_{\text{пот}} + Q_{\text{тж}} + Q_{\text{тм}}}{r}. \quad (2.35)$$

5. Энергетическая эффективность операции (к разделу оценка энергетической эффективности процесса).

Энергетическая эффективность процесса

$$\eta = 1 - \frac{Q_{I_M}}{Q_{I_{ВХ}}} - \frac{Q_{I_{КОНД}}}{Q_{I_{ВХ}}} - \frac{Q_{I_{ПОТ.}}}{Q_{I_{ВХ}}}. \quad (2.36)$$

Возвратная часть

$$\eta_{\text{возв}} = \frac{Q_{I_M}}{Q_{I_{ВХ}}} + \frac{Q_{I_{КОНД}}}{Q_{I_{ВХ}}}. \quad (2.37)$$

6. Построить диаграмму Гроссмана – Шаргута.

7. Эксергетическая эффективность процесса (полная)

$$\eta_{\text{э}} = 1 - \frac{\Delta E}{E_{\text{ВХ}}} - \frac{\Delta E_{\text{МВЫХ}}}{E_{\text{ВХ}}} - \frac{\Delta E_{\text{КОНДВЫХ}}}{E_{\text{ВХ}}}; \quad (2.38)$$

– без учёта конденсата

$$\eta_{\text{эmin}} = 1 - \frac{\Delta E + E_{\text{КОНД}}}{E_{\text{ВХ}}}; \quad (2.39)$$

– без учёта металла

$$\eta_{\text{э}} = 1 - \frac{\Delta E + E_{\text{КОНД}} + E_{\text{ВЫХМ}}}{E_{\text{ВХ}}}. \quad (2.40)$$

### Контрольные вопросы

1. Физический смысл эксергии.
2. Второй закон термодинамики.
3. Что такое окружающая среда?
4. Что собой представляет диаграмма Гроссмана – Шаргута?
5. Почему осуществление процесса неизбежно сопровождается уменьшением потенциала?
6. Каким образом можно повысить эксергетический КПД?

## Лабораторная работа 3

### АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ ПРИ НАГРЕВАНИИ ЖИДКОСТИ В КОЖУХОТРУБНОМ ТЕПЛООБМЕННИКЕ (ЖИДКОСТНОЙ ОБОГРЕВ БЕЗ ИЗМЕНЕНИЯ ФАЗОВОГО СОСТОЯНИЯ СРЕДЫ)

#### 3.1. ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

**Цель работы:** оценка энергетической эффективности работы теплообменника.

#### Содержание работы

1. Проведение энергетического анализа работы теплообменника без изменения агрегатного состояния сред.

2. Определение величин тепловых потоков на входе в аппарат и на выходе из него.
3. Оценка влияния различных факторов на энергетическую эффективность работы теплообменника.
4. Построение диаграммы Сенкея и оценка эффективности использования энергии.
5. Анализ результатов и выводы.

### Индивидуальные задания для расчёта теплообменников

В трубном пространстве горизонтального кожухотрубного теплообменника нагревается жидкость от начальной до конечной температуры. Обогрев осуществляется жидким энергоносителем, подаваемым в межтрубное пространство. Определить энергетическую эффективность работы аппарата, используя данные табл. 3.1 и 3.2. Значения коэффициентов теплопередачи принять по рекомендуемым средним значениям, приводимым в справочниках.

Расчётная схема объекта представлена на рис. 3.1, где указываются все потоки, входящие и выходящие из аппарата.

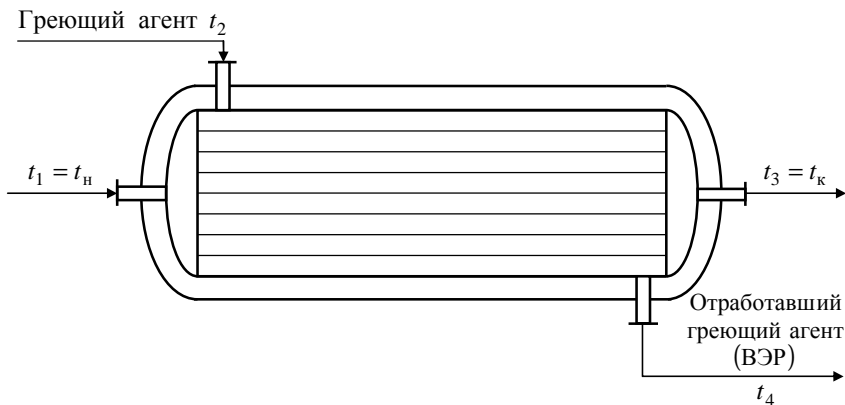


Рис. 3.1. Расчётная схема теплообменника

### 3.1. Характеристика аппарата и изоляции

Параметры		Значения
Толщина стенки корпусных деталей $\delta$ , мм		10
Толщина слоя наружной теплоизоляции $\delta_{из}$ , мм		0...40
Материал изоляции	минеральная вата	
	стеклянная вата	



### 3.2. Исходные данные

№ варианта	Жидкость	Расход, т/ч	Температура, °С		Температура греющего агента	
			начальная	конечная	$t_2$	$t_4$
1	Бензол	19,8	20	70	95	50
2	Бутанол	90,0	25	100	120	40
3	Изопропанол	13,0	20	70	80	40
4	Толуол	7,0	20	100	110	40
5	Уксусная кислота	17,0	20	110	120	60
6	Этанол	9,0	20	70	90	30
7	Ацетон	2,0	15	50	70	40
8	Метанол	6,0	20	50	70	45
9	Сероуглерод	2,0	10	40	60	20

#### Методика проведения работы

Энергетический метод анализа эффективности использования энергоресурсов. Теплообменник предназначен для нагрева жидкой среды. В качестве энергоносителя используется горячая вода. Теплоёмкость воды в широком диапазоне температур сохраняет постоянное значение, поэтому её можно считать постоянной и равной  $c_p = 4190$  Дж /кг·град.

1. Изобразить расчётную схему аппарата, на которой указать все потоки, входящие в аппарат и из него выходящие.
2. Выбрать схему движения сред (прямоток, противоток).
3. Определить среднюю температуру нагреваемой жидкости

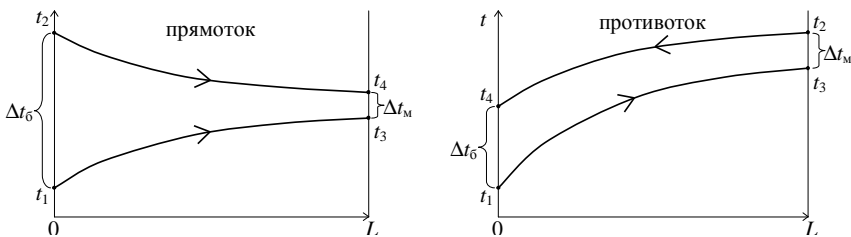
$$t_{cp} = t_2 - \Delta t_{cp}, \quad (3.1)$$

где  $t_2$  – температура конденсации водяного пара, °С.

4. Определить среднюю движущую силу по температурной схеме (рис. 3.2):

$$\Delta t_6 = t_4 - t_1; \quad \Delta t_m = t_2 - t_3, \quad (3.2)$$

где  $\Delta t_6$ ;  $\Delta t_m$  – соответственно, большая и меньшая движущая сила теплопередачи в крайних сечениях теплообменника.



**Рис. 3.2.** Изменение температур сред вдоль поверхности теплопередачи

Для противотока и прямотока

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{\ln\left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_M}\right)} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{2,3 \cdot \lg\left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_M}\right)}. \quad (3.3)$$

Если  $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_M} < 2$ , то с достаточной для инженерных расчётов степенью точности среднюю движущую силу теплопередачи можно определять как среднеарифметическую величину:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_M}{2}. \quad (3.4)$$

5. Определить затраты энергии на разогрев жидкости (или её охлаждение) от начальной до конечной температуры (величину теплового потока) и расход греющего агента

$$q_{t_{\text{пол}}} = q_{m_{\text{тр}}} c_{p_{\text{тр}}} (t_k - t_n), \quad (3.5)$$

$$q_{t_{\text{отр}}} = q_{m_{\text{мтр}}} c_{p_{\text{мтр}}} t_4. \quad (3.6)$$

Расход греющего агента

$$q_{t_{\text{жвх}}} = q_{m_{\text{тр}}} c_p t_1, \quad q_{m_{\text{мтр}}} = \frac{q_{t_{\text{пол}}}}{C_{\text{H}_2\text{O}}(t_2 - t_4)}. \quad (3.7)$$

6. Отвод тепла с отработавшим греющим агентом

$$q_{m_{\text{ВЭР}}} = q_{m_{\text{мтр}}} c_{p_{\text{конд}}} t_4. \quad (3.8)$$

7. По справочным данным (прил., табл. П.3, П.4) выбрать ориентировочное значение коэффициента теплопередачи ( $K_{\text{оп}}$ ) от греющего пара к нагреваемой жидкости и определить величину поверхности теплопередачи

$$F_{\text{оп}} = \frac{q_{t_{\text{пол}}}}{K_{\text{оп}} \Delta t_{\text{cp}}}. \quad (3.9)$$

8. Определить поверхность нагревания и подобрать по каталогу размеры теплообменного аппарата (прил., табл. П.5).

9. Определить коэффициент теплопередачи от внешней поверхности аппарата в окружающее пространство:

$$K_{\text{пот}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{п}}} + \sum \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) + \frac{1}{\alpha_{\text{вн}}}}, \quad (3.10)$$

где  $\sum \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) = \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{\delta_{\text{из}}}{\lambda_{\text{из}}}$ .

Коэффициент теплопередачи от пара к стенке можно принять равным  $\alpha_{\text{п}} = (8...10) \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ ; материал стенки корпуса сталь нержавеющая  $\lambda_{\text{ст}} = 17,5 \text{ Вт/м} \cdot \text{град}$ .

Коэффициент теплопередачи от внешней поверхности в окружающее пространство можно определить по уравнению

$\alpha_{\text{вн}} = 9,8 + a(t_{\text{ст}} - t_o)$ ,  $\text{Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ ;  $a = \text{const}$ ;  $a = 0,07$  – неизвестная температура стенки определяется из равенства тепловых потоков с обеих сторон внешней поверхности.

10. Определить величину потерь тепловой энергии в окружающее пространство:

$$q_{\text{тпот}} = K_{\text{пот}} F_{\text{вн}} \Delta t_{\text{ср}}. \quad (3.11)$$

11. Определить гидравлическое сопротивление трубного и межтрубного пространств и определить потери на перемещение сред.

**Трубное пространство.** Гидравлическое сопротивление кожухотрубчатых теплообменников

$$\Delta p = \lambda \frac{zL}{d_3} \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2} + \sum \xi \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2}, \quad (3.12)$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения;  $L$  – длина одного хода, м;  $z$  – число ходов по трубам;  $d_3$  – эквивалентный диаметр, м;  $v_{\text{тр}}$  – скорость потока, м/с;  $\rho_{\text{тр}}$  – плотность жидкости или газа,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\xi$  – коэффициент местного сопротивления.

12. Скорость жидкости в трубах

$$v_{\text{тр}} = \frac{q_{\text{мтр}}}{S_{\text{тр}} \rho_{\text{тр}}}. \quad (3.13)$$

где  $S_{\text{тр}}$  – площадь сечения одного хода по трубам,  $\text{м}^2$ .

### 13. Число Рейнольдса

$$Re = \frac{v_{тр} d \rho_{тр}}{\mu_{тр}}, \quad (3.14)$$

где  $d$  – диаметр труб, м;  $\mu_{тр}$  – динамический коэффициент вязкости, Па·с.

14. Определить коэффициент трения. По данным [5, табл. XII] выбрать шероховатость труб и найти  $\lambda$  [5, рис. 1.5].

15. Коэффициенты местных сопротивлений потоку, движущемуся в трубном пространстве:

$$\xi_{тр1} = 1,5 \text{ – входная и выходная камеры;}$$

$$\xi_{тр2} = 2,5 \text{ – поворот между ходами;}$$

$$\xi_{тр3} = 1,0 \text{ – вход в трубы и выход из них.}$$

16. Местное сопротивление на входе в распределительную камеру и на выходе из неё следует рассчитывать по скорости жидкости в штуцерах. Диаметры штуцеров нормализованных кожухотрубчатых теплообменников приведены в прил., табл. Пб.

$$v_{тр.шт} = \frac{q_{мтр} z}{\pi d_{тр.шт} \rho_{тр}}. \quad (3.15)$$

**Межтрубное пространство.** В межтрубном пространстве гидравлическое сопротивление можно рассчитать по формуле

$$\Delta p = \sum \xi_{мтр} \frac{v_{мтр}^2 \rho_{мтр}}{2}. \quad (3.16)$$

### 17. Скорость жидкости в межтрубном пространстве

$$v_{мтр} = \frac{q_{мтр}}{S_{мтр} \rho_{мтр}}, \quad (3.17)$$

где  $S_{мтр}$  – площадь наименьшего сечения потока в межтрубном пространстве, м<sup>2</sup>.

18. Коэффициенты местных сопротивлений потоку, движущемуся в межтрубном пространстве:

$$\xi_{мтр1} = 1,5 \text{ – вход и выход жидкости;}$$

$$\xi_{мтр2} = 1,5 \text{ – поворот через сегментную перегородку;}$$

$$\xi_{мтр3} = \frac{3m}{Re_{мтр}^{0,2}} \text{ – сопротивление пучка труб,}$$

где  $Re_{\text{мтр}} = \frac{q_{m\text{мтр}} d_n}{S_{\text{мтр}} \mu_{\text{мтр}}}$ ;  $m$  – число рядов труб, которое приближенно можно определить следующим образом:

$$m = \sqrt{\frac{(n-1)}{3} + 0,25} \approx \sqrt{\frac{n}{3}}, \quad (3.18)$$

где  $n$  – общее число труб.

19. Сопротивление входа и выхода следует также определять по скорости жидкости в штуцерах, диаметры условных проходов которых приведены в прил., в табл. П6:

$$v_{\text{мтр.ш}} = \frac{q_{m\text{мтр}} z}{\pi d_{\text{мтр.ш}} \rho_{\text{мтр}}}. \quad (3.19)$$

20. Число сегментных перегородок  $x$  зависит от длины и диаметра аппарата. Для нормализованных теплообменников эти числа приведены в прил., в табл. П7.

21. Расчётные формулы для определения гидравлического сопротивления в трубном и межтрубном пространствах окончательно принимают вид:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{zL}{d} \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2} + [2,5 \cdot (z-1) + 2z] \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2} + 3 \cdot \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2}. \quad (3.20)$$

$$\Delta p_{\text{мтр}} = \frac{3m(x+1)}{Re_{\text{мтр}}^{0,2}} \frac{v_{\text{мтр}}^2 \rho_{\text{мтр}}}{2} + 1,5x \frac{v_{\text{мтр}}^2 \rho_{\text{мтр}}^2}{2} + 3 \cdot \frac{v_{\text{мтр.ш}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2}. \quad (3.21)$$

22. Потери на перемещение сред – эти потери переходят в тепловую энергию жидкости:

$$q_{t\text{гидр}} = \sum \Delta p_i q_{vi}, \quad (3.22)$$

где  $q_{vi} = \frac{q_{mi}}{\rho}$  – объёмный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с.

23. Построить диаграмму Сенкея

### 3.2. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

**Цель работы:** оценка эффективности работы теплообменника с использованием эксергетического метода.

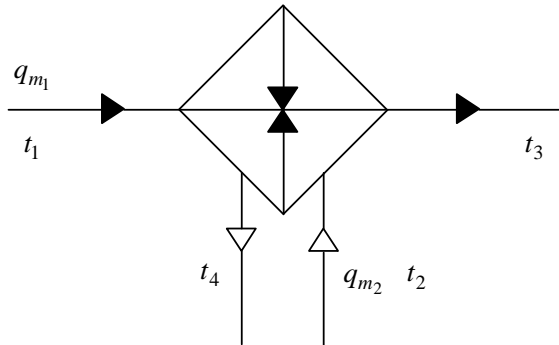
#### Содержание работы

Использование эксергетического метода анализа эффективности работы жидкостного теплообменника. Для анализа использовать данные, полученные при осуществлении энергетического метода анализа эффек-

тивности использования энергоресурсов (часть 3.1). Для осуществления анализа необходимо:

1. Определить потоки эксергии во входных и выходных потоках.
2. Определить потери эксергии в процессе теплопередачи.
3. Построить диаграмму Гроссмана – Шаргута.
4. Определить эксергетический коэффициент эффективности использования энергоресурсов.

Расчётная схема объекта представлена на рис. 3.3.



**Рис. 3.3. Расчётная схема объекта**

### Исходные данные

Исходные данные приведены в табл. 3.2.

### Методика проведения работы

Средняя теплоёмкость воды  $c_p \approx \text{const}$  в рассматриваемом диапазоне температур. В процессе передачи тепла необходимо учитывать термомеханическую составляющую эксергии, так как состав среды не изменяется и давление  $p \approx \text{const}$ . Величина этой составляющей эксергии определяется по формуле

$$e_T - e_{T_0} = \int_{T_0}^T c_p \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) dT = c_p \left[ (T - T_0) - T_0 \ln \frac{T}{T_0} \right]. \quad (3.23)$$

1. Эксергия потоков на входе в теплообменник

$$E_{\text{вх}} = q_{m1} c_{p1} \left[ (T_1 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_1}{T_0} \right) \right] + q_{m2} c_{p2} \left[ (T_2 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_2}{T_0} \right) \right]. \quad (3.24)$$

2. Эксергия потоков на выходе из теплообменника

$$E_{\text{вых}} = q_{m_1} c_{p_1} \left[ (T_3 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_3}{T_0} \right) \right] + q_{m_2} c_{p_2} \left[ (T_4 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_4}{T_0} \right) \right]. \quad (3.25)$$

3. Изменение эксергии будет равно

$$\begin{aligned} \Delta E &= -T_0 \left[ q_{m_2} c_{p_2} \ln \left( \frac{T_4}{T_0} \right) + q_{m_1} c_{p_1} \ln \left( \frac{T_3}{T_0} \right) \right] - \left[ q_{m_2} c_{p_2} \ln \left( \frac{T_2}{T_0} \right) + q_{m_1} c_{p_1} \ln \left( \frac{T_1}{T_0} \right) \right] = \\ &= -T_0 \left[ q_{m_2} c_{p_2} \ln \left( \frac{T_4}{T_2} \right) + q_{m_1} c_{p_1} \ln \left( \frac{T_3}{T_1} \right) \right] = -T_0 q_{m_1} c_{p_1} \ln \left[ \left( \frac{T_3}{T_1} \right) \left( \frac{T_4}{T_2} \right)^v \right], \end{aligned} \quad (3.26)$$

где  $v = (q_{m_2} c_{p_2}) / (q_{m_1} c_{p_1})$ .

4. Построить диаграмму Гроссмана – Шаргута

5. Определить эксергетический коэффициент эффективности использования энергоресурсов

$$\eta_{\text{эф}} = \frac{E_{1\text{ВЫХ}}}{E_{\text{ВХ}}} = 1 - \frac{\Delta E}{E_{\text{ВХ}}} - \frac{E_{2\text{ВЫХ}}}{E_{\text{ВХ}}}. \quad (3.27)$$

### Контрольные вопросы

1. Сущность эксергетического метода анализа.
2. Какие величины оказывают влияние на затраты тепла?
3. Что представляет собой диаграмма Гроссмана – Шаргута?
4. Как повысить эксергетическую эффективность процесса?

## Лабораторная работа 4

### АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ ПРИ НАГРЕВАНИИ ЖИДКОСТИ В КОЖУХОТРУБНОМ ТЕПЛОБМЕННИКЕ (ПАРОВОЙ ОБОГРЕВ С ИЗМЕНЕНИЕМ ФАЗОВОГО СОСТОЯНИЯ ЭНЕРГОНОСИТЕЛЯ)

#### 4.1. ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

**Цель работы:** оценка энергетической эффективности работы теплообменника.

#### Содержание работы

1. Проведение энергетического анализа работы теплообменника без изменения агрегатного состояния сред.

2. Определение величин тепловых потоков на входе в аппарат и на выходе из него.
3. Оценка влияния различных факторов на энергетическую эффективность работы теплообменника.
4. Построение диаграммы Сенкея и оценка эффективности использования энергии.
5. Анализ результатов и выводы.

### Индивидуальные задания для расчёта теплообменника

В трубном пространстве горизонтального кожухотрубного теплообменника нагревается жидкость от начальной до конечной температуры. Обогрев осуществляется насыщенным водяным паром, подаваемым в межтрубное пространство. Определить энергетическую эффективность работы аппарата, используя данные табл. 3.1 и 4.1. Значения коэффициентов теплопередачи принять по рекомендуемым средним значениям, приводимым в справочниках (прил., табл. П.3).

Расчётная схема объекта представлена на рис. 3.1; на ней указываются все потоки, входящие и выходящие из аппарата.

#### 4.1. Исходные данные

№ варианта	Жидкость	Расход, т/ч	Температура, °С		Давление греющего агента, атм
			начальная	конечная	
1	Бензол	19,8	20	70	1,0
2	Бутанол	90,0	25	100	3,0
3	Изопропанол	13,0	20	70	1,0
4	Толуол	7,0	20	100	3,0
5	Уксусная кислота	17,0	20	110	3,0
6	Этанол	9,0	20	70	1,0
7	Ацетон	2,0	15	50	1,0
8	Метанол	6,0	20	50	1,0
9	Сероуглерод	2,0	10	40	1,0

#### Методика проведения работы

Теплоёмкость воды в широком диапазоне температур сохраняет постоянное значение, поэтому её можно считать постоянной и равной  $c_p = 4190$  Дж/кг·град.



Теплообменник предназначен для нагрева среды. В качестве энергоносителя используется насыщенный водяной пар. Обогрев жидкой среды осуществляется за счёт конденсации греющего пара. При конденсации пара не происходит переохлаждения конденсации. Теплоёмкость жидкости в указанном диапазоне температур можно считать постоянной.

1. Изобразить расчётную схему аппарата, на которой указать все потоки, входящие в аппарат и из него выходящие.

2. При обогреве насыщенным водяным паром относительное движение сред не играет значения.

3. Конечная температура греющего агента (пара) равна начальной.

4. Определить средние температуры нагреваемой жидкости

$$t_{\text{cp}} = t_2 - \Delta t_{\text{cp}},$$

где  $t_2$  – температура конденсации водяного пара, °С.

5. Определить среднюю движущую силу по температурной схеме (рис. 4.1):

$$\Delta t_{\text{б}} = t_4 - t_1; \quad \Delta t_{\text{м}} = t_4 - t_3, \quad (4.1)$$

где  $\Delta t_{\text{б}}$ ;  $\Delta t_{\text{м}}$  – соответственно, большая и меньшая движущая сила теплопередачи в крайних сечениях теплообменника.

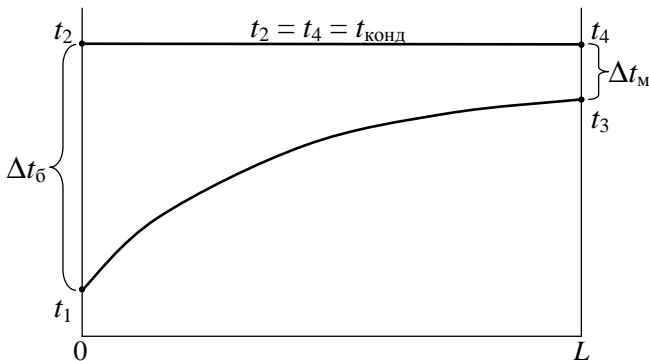


Рис. 4.1. Изменение температур сред вдоль поверхности теплопередачи

Для противотока и прямотока

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln\left(\frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}\right)} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,31 \lg\left(\frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}\right)}. \quad (4.2)$$

Если  $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} < 2$ , то с достаточной для инженерных расчётов степенью точности среднюю движущую силу теплопередачи можно определять как среднеарифметическую величину:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\text{м}}}{2}. \quad (4.3)$$

6. Определить затраты энергии на разогрев жидкости (или её охлаждение) от начальной до конечной температуры (величину теплового потока) и расход греющего агента:

$$q_{t\text{пол}} = q_{m\text{тр}} c_{p\text{тр}} (t_{\text{к}} - t_{\text{н}}). \quad (4.4)$$

Расход греющего агента (пара)

$$q_{m\text{мтр}} = \frac{q_{t\text{пол}}}{r}, \quad (4.5)$$

где  $r$  – удельная теплота конденсации водяного пара, Дж/кг.

7. Отвод тепла с конденсатом

$$q_{m\text{конд}} = q_{m\text{мтр}} c_{p\text{конд}} t_2. \quad (4.6)$$

8. По справочным данным (прил., табл. П3, П4) выбрать ориентировочное значение коэффициента теплопередачи ( $K_{\text{оп}}$ ) от греющего пара к нагреваемой жидкости и определить величину поверхности теплопередачи:

$$F_{\text{оп}} = \frac{q_{t\text{пол}}}{K_{\text{оп}} \Delta t_{\text{ср}}}. \quad (4.7)$$

9. По величине поверхности нагревания выбрать по каталогу размеры теплообменного аппарата (прил., табл. П5).

10. Определить коэффициент теплопередачи от внешней поверхности аппарата в окружающее пространство

$$K_{\text{пот}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{п}}} + \sum \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) + \frac{1}{\alpha_{\text{вн}}}}, \quad (4.8)$$

где  $\sum \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) = \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{\delta_{\text{из}}}{\lambda_{\text{из}}}$ .

Коэффициент теплопередачи от пара к стенке можно принять равным  $\alpha_{\text{п}} = (8...10) \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ ; материал стенки корпуса сталь нержавеющая:  $\lambda_{\text{ст}} = 17,5 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ .

Коэффициент теплопередачи от внешней поверхности в окружающее пространство можно определить по уравнению

$$\alpha_{\text{вн}} = 9,8 + 0,07(t_{\text{ст}} - t_0), \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}. \quad (4.9)$$

Неизвестная температура стенки определяется из равенства тепловых потоков с обеих сторон внешней поверхности

$$\alpha_{\text{пр}}(t_{\text{п}} - t_{\text{ст}}) = \alpha_{\text{вн}}(t_{\text{ст}} - t_0), \text{ Вт/м}^2. \quad (4.10)$$

11. Определить величину потерь тепловой энергии в окружающее пространство:

$$q_{t_{\text{пот}}} = K_{\text{пот}} F_{\text{вн}} \Delta t_{\text{ср}}. \quad (4.11)$$

12. Определить гидравлическое сопротивление трубного и межтрубного пространств и определить потери на перемещение сред.

***Трубное пространство.***

Гидравлическое сопротивление кожухотрубчатых теплообменников

$$\Delta p = \sum \lambda \frac{zL}{d_3} \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2} + \sum \xi \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2}, \quad (4.12)$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения;  $L$  – длина одного хода, м;  $z$  – число ходов по трубам;  $d_3$  – эквивалентный диаметр, м;  $v_{\text{тр}}$  – скорость потока, м/с;  $\rho_{\text{тр}}$  – плотность жидкости или газа, кг/м<sup>3</sup>;  $\xi$  – коэффициент местного сопротивления.

13. Скорость жидкости в трубах

$$v_{\text{тр}} = \frac{q_{m_{\text{тр}}}}{S_{\text{тр}} \rho_{\text{тр}}}. \quad (4.13)$$

где  $S_{\text{тр}}$  – площадь сечения одного хода по трубам, м<sup>2</sup>.

14. Число Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{v_{\text{тр}} d \rho_{\text{тр}}}{\mu_{\text{тр}}}, \quad (4.14)$$

где  $d$  – диаметр труб, м;  $\mu_{\text{тр}}$  – динамический коэффициент вязкости, Па·с.

15. Определить коэффициент трения. По данным [5, табл. XII] выбрать шероховатость труб и найти  $\lambda$  [5, рис. 1.5].

16. Коэффициенты местных сопротивлений потоку, движущемуся в трубном пространстве:

$\xi_{\text{тр}1} = 1,5$  – входная и выходная камеры из труб во внутреннюю полость и из неё;

$\xi_{\text{тр}2} = 2,5$  – поворот между ходами;

$\xi_{\text{тр}3} = 1,0$  – вход в трубы и выход из них.

17. Местное сопротивление на входе в распределительную камеру и на выходе следует рассчитывать по скорости жидкости в штуцерах. Диаметры штуцеров нормализованных кожухотрубчатых теплообменников приведены в прил., табл. Пб.

$$v_{\text{тр.шт}} = \frac{q_{m\text{тр}} z}{\pi d_{\text{тр.шт}} \rho_{\text{тр}}}. \quad (4.15)$$

#### **Межтрубное пространство.**

В межтрубном пространстве гидравлическое сопротивление можно рассчитать по формуле

$$\Delta p = \sum \xi_{\text{мтр}} \frac{v_{\text{мтр}}^2 \rho_{\text{мтр}}}{2}. \quad (4.16)$$

18. Скорость жидкости в межтрубном пространстве

$$v_{\text{мтр}} = \frac{q_{m\text{мтр}}}{S_{\text{мтр}} \rho_{\text{мтр}}}, \quad (4.17)$$

где  $S_{\text{мтр}}$  – площадь наименьшее сечение потока в межтрубном пространстве,  $\text{м}^2$ .

19. Коэффициенты местных сопротивлений потоку, движущемуся в межтрубном пространстве:

$\xi_{\text{мтр}1} = 1,5$  – вход и выход жидкости;

$\xi_{\text{мтр}2} = 1,5$  – поворот через сегментную перегородку;

$\xi_{\text{мтр}3} = \frac{3m}{\text{Re}_{\text{мтр}}^{0,2}}$  – сопротивление пучка труб.

где  $\text{Re}_{\text{мтр}} = \frac{q_{m\text{мтр}} d_{\text{н}}}{S_{\text{мтр}} \mu_{\text{мтр}}}$ ;  $m$  – число рядов труб, которое приближенно можно определить следующим образом:

$$m = \sqrt{\frac{(n-1)}{3} + 0,25} \approx \sqrt{\frac{n}{3}}, \quad (4.18)$$

где  $n$  – общее число труб.

20. Сопротивление входа и выхода следует также определять по скорости жидкости в штуцерах, диаметры условных проходов которых приведены в прил., табл. Пб.

$$v_{\text{мтр.ш}} = \frac{q_{\text{мтр}} z}{\pi d_{\text{мтр.ш}} \rho_{\text{мтр}}}. \quad (4.19)$$

21. Число сегментных перегородок ( $x$ ) зависит от длины и диаметра аппарата. Для нормализованных теплообменников эти числа приведены в прил. в табл. П7.

22. Расчётные формулы для определения гидравлического сопротивления в трубном и межтрубном пространствах окончательно принимают вид

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{zL}{d} \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2} + [2,5 \cdot (z-1) + 2z] \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2} + 3 \cdot \frac{v_{\text{тр}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2}. \quad (4.20)$$

$$\Delta p_{\text{мтр}} = \frac{3m(x+1)}{\text{Re}_{\text{мтр}}^{0,2}} \frac{v_{\text{мтр}}^2 \rho_{\text{мтр}}}{2} + 1,5x \frac{v_{\text{мтр}}^2 \rho_{\text{мтр}}^2}{2} + 3 \cdot \frac{v_{\text{мтр.ш}}^2 \rho_{\text{тр}}}{2}. \quad (4.21)$$

23. Потери на перемещение сред – эта энергия переходит в тепловую энергию сред:

$$q_{t\text{гидр}} = \sum \Delta p_i q_{vi}, \quad (4.22)$$

где  $q_{vi} = \frac{q_{mi}}{\rho}$  – объёмный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с.

24. Построить диаграмму Сенкея.

25. Определить общий тепловой поток:

$$q_{t\Sigma} = q_{t\Sigma_{\text{вх}}} = q_{t\Sigma_{\text{вых}}}, \quad (4.23)$$

$$\text{– на входе} \quad q_{t\Sigma_{\text{вх}}} = q_{t\text{жн}} + q_{t\text{п}}, \quad (4.24)$$

$$\text{– на выходе} \quad q_{t\Sigma_{\text{вых}}} = q_{t\text{жк}} + q_{t\text{конд}} + q_{t\text{гидр}} + q_{t\text{пот}}. \quad (4.25)$$

26. Определить коэффициент эффективности использования тепловой энергии в процессе нагревания

$$\eta_{\text{эф}} = \frac{q_{t\text{пол}}}{q_{t\Sigma}} = 1 - \frac{q_{t\text{пот}} + q_{t\text{гидр}}}{q_{t\Sigma}}; \quad \eta_{\text{эф1}} = \eta_{\text{эф}} - \beta \frac{q_{t\text{отр}}}{q_{t\Sigma}}; \quad (4.26)$$

$$\eta_{\text{эф}} = \frac{q_{t\Sigma} + q_{t\text{кон}} + q_{t\text{пот}} + q_{t\text{гидр}}}{q_{t\Sigma}}, \quad (4.27)$$

где  $0 \leq \beta \leq 1$ .

### Контрольные вопросы

1. Сущность энергетического метода анализа.
2. Какие величины оказывают влияние на затраты тепла?
3. Что представляет собой диаграмма Сенкея?
4. Как повысить энергетическую эффективность процесса?

### 4.2. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД

**Цель работы:** эксергетическая оценка эффективности работы теплообменника.

#### Содержание работы

Проведение энергетического анализа работы теплообменника, работающего без изменения агрегатного состояния сред. Оценка влияния различных факторов на энергетическую эффективность работы теплообменника.

1. Определить потоки эксергии во входных и выходных потоках.
2. Определить потери эксергии в процессе теплопередачи.
3. Построить диаграмму Гроссмана – Шаргута.
4. Определить эксергетический коэффициент эффективности использования энергоресурсов.
5. Анализ результатов и выводы.

#### Индивидуальные задания для расчёта теплообменников

В трубном пространстве горизонтального кожухотрубного теплообменника нагревается жидкость от начальной до конечной температуры. Обогрев осуществляется жидким энергоносителем, подаваемым в межтрубное пространство. Определить эксергетическую эффективность работы аппарата. Значения коэффициентов теплопередачи принять по рекомендуемым средним значениям, приводимым в справочниках. Расчётная схема объекта представлена на рис. 3.3, где указаны все потоки, входящие и выходящие из аппарата.

## Исходные данные

Рассмотрим работу теплообменника с паровым обогревом. В качестве исходных данных использовать данные и результаты расчётов, полученные в части 4.1 данной работы.

## Методика проведения работы

Средняя теплоёмкость воды  $c_p \approx \text{const}$  в рассматриваемом диапазоне температур. В процессе передачи тепла необходимо учитывать термомеханическую составляющую эксергии, так как состав среды не изменяется и давление  $p \approx \text{const}$ . Величина этой составляющей эксергии определяется по формуле

$$e_T - e_{T_0} = \int_{T_0}^T c_p \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT = c_p \left[ (T - T_0) - T_0 \ln \frac{T}{T_0} \right]. \quad (4.28)$$

1. Эксергия потоков на входе в теплообменник

$$E_{\text{вх}} = q_{m_1} c_{p_1} \left[ (T_1 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_1}{T_0} \right) \right] + q_{m_2} r \left( 1 - \frac{T_0}{T_2} \right) + q_{m_2} c_{p_2} \left[ (T_2 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_2}{T_0} \right) \right]. \quad (4.29)$$

2. Эксергия потоков на выходе из теплообменника

$$E_{\text{вых}} = q_{m_1} c_{p_1} \left[ (T_3 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_3}{T_0} \right) \right] + q_{m_2} c_{p_2} \left[ (T_4 - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_4}{T_0} \right) \right]. \quad (4.30)$$

3. Изменение эксергии будет равно

$$\Delta E = T_0 q_{m_1} c_{p_1} \ln \left( \frac{T_3}{T_0} \right) + q_{m_2} r \left( \frac{T_0}{T_2} \right). \quad (4.31)$$

4. Построить диаграмму Гроссмана – Шаргута.

5. Определить эксергетический коэффициент эффективности использования энергоресурсов:

$$\eta_{\text{эф}} = \frac{E_{1\text{вых}}}{E_{\text{вх}}} = 1 - \frac{\Delta E}{E_{\text{вх}}} - \frac{E_{2\text{вых}}}{E_{\text{вх}}}. \quad (4.32)$$

## Контрольные вопросы

1. Сущность эксергетического метода анализа.
2. Какие величины оказывают влияние на затраты тепла?
3. Что представляет собой диаграмма Гроссмана – Шаргута?

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

---

Представленный в пособии материал содержит сведения о методах расчёта затрат материальных и энергетических ресурсов, необходимых для осуществления производства, причинах, приводящих к увеличению затрат ресурсов.

Изложены основы термодинамического анализа процессов химической технологии, показаны возможности его применения для снижения энергетических затрат на осуществление производства. Приведены примеры расчёта и оптимизации затрат материальных и энергетических ресурсов.

Рассмотрены технические приёмы, позволяющие уменьшить потребление материальных и энергетических ресурсов.

Материал, изложенный в учебном пособии, поможет более глубокому изучению таких учебных курсов как «Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии», «Явления переноса энергии и вещества в технологических процессах и аппаратах», «Оптимальные технологические процессы и аппараты», «Основы расчёта и проектирования элементов технологического оборудования химической технологии, нефтехимии и биотехнологии», «Экономия теплоэнергетических ресурсов на промышленных предприятиях», «Проектирование и расчёт технологического оборудования в коррозионностойком исполнении» и для подготовки дипломированных специалистов специальностей 240802 «Основные процессы химических производств и химическая кибернетика», 240801 «Машины и аппараты химических производств» и бакалавров и магистров по направлению 241000 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии».

Авторы настоящего учебного пособия надеются, что представленный материал поможет студентам и специалистам при разработке и анализе энергосберегающих технологических процессов и производств, правильно видеть и понимать проблемы, возникающие при их проектировании.



## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

---

1. Чететкин, А.В. Теплотехника : учебник / А.В. Чететкин, Н.А. За-немонец. – М. : Высшая школа, 1986. – 344 с.
2. Методы термодинамического анализа энерго-химикотехнологи-ческих систем : учеб. пособие / Г.Н. Злотин, Е.А. Федянов, А.А. Буров, М.С. Приходько. – Волгоград : ВолгГТУ, 1995. – 75 с.
3. Калекин, В.С. Теоретические основы энерго- и ресурсосбереже-ния в химической технологии : учеб. пособие / В.С. Калекин. – 2-е изд., перераб. и доп. – Омск : Изд-во ОмГТУ, 2006. – 92 с.
4. Лисиенко, В.Г. Хрестоматия энергосбережения : справочное из-дание : в 2-х кн. / В.Г. Лисиенко, Я.М. Щелоков, М.Г. Падыничев. – М. : Теплотехник, 2005.
5. Методы расчёта процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) : учеб. пособие / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Фли-сюк, М.И. Курочкина. – СПб. : Химия, 1993. – 496 с.
6. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической тех-нологии / А.Г. Касаткин. – М. : Химия, 1973. – 752 с.
7. Тимофеев, В.С. Принципы технологии основного органического синтеза : учебн. пособие / В.С. Тимофеев, Л.Н. Серафимов. – 2-е изд. пе-рераб. – М. : Высшая школа. 2003. – 536 с.
8. Тишин, О.А. Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения : учеб. пособие / О.А. Тишин, В.Н. Харитонов. – Волгоград : РПК «Поли-техник», 2009. – 95 с.
9. Янтовский, Е.И. Потоки энергии и эксергии / Е.И. Янтовский. – М. : Наука 1988. – 145 с.
10. Поникаров, И.И. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки : учебник / И.И. Поникаров, М.Г. Гайнуллин. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – М. : Альфа-М., 2006. – 608 с.
11. Поникаров, И.И. Расчёты машин и аппаратов химических произ-водств нефтегазопереработки (примеры и задачи) : учеб. пособие / И.И. Поникаров, С.И. Поникаров, С.В. Рачковский. – М. : Альфа, 2008. – 720 с.
12. Васильцов, Э.А. Аппараты для перемешивания жидких сред : справочное пособие / Э.А. Васильцов, В.Г. Ушаков. – Л. : Машинострое-ние, 1979. – 271 с.

## ПРИЛОЖЕНИЕ

### III. Основные параметры и размеры аппаратов с мешалками

$V_{\text{ап}}, \text{М}^3$	$D_{\text{вн}}, \text{мм}$	$d_{\text{м}}, \text{мм}$	$D_{\text{р}}, \text{мм}$	$\delta, \text{мм}$	$F_{\text{дн. а}}, \text{М}^2$	$F_{\text{дн. р}}, \text{М}^2$	$N_{\text{эл}}, \text{кВт}$	$N, \text{об/мин}$
1,0	1000	360	1100	10	1,4	1,16	3	195
		360					5,5	198
		800					3	63,48
2,0	1400	400	1500	10	2,23	2,56	3	195
		400					5,5	198
		1060					3	63,48
3,2	1600	450	1700	14	2,9	3,27	3	167
		450					5,5	170
		1320					5,5	45
5,0	1800	630	1900	16	3,74	4,15	3	130
		630					10	129
		1500					7,5; 5,5	45
6,3	1800	630	1900	16	3,74	4,15	5,5	129
		630					10	129
		630					22	132
		1500					7,5	45
10	2200	710	2400	20	5,52	6,55	5,5	129
		710					22	132
		1800					7,5	32
16	2400	710	2600	20	7,65	7,65	10	129
		710					22	132
		2000					10	32

$V_{ап}, \text{м}^3$	$D_{вн}, \text{мм}$	$d_{м}, \text{мм}$	$D_{р}, \text{мм}$	$\delta, \text{мм}$	$F_{дн. а}, \text{м}^2$	$F_{дн. р}, \text{м}^2$	$N_{эл}, \text{кВт}$	$N, \text{об/мин}$
25	2800	1250	3000	22	8,85	10,1	13	64
		1250					40	50
		2360					22	20
32	3000	1250	3200	22	10,1	10,1	13	64
		1250					40	50
		2500					22	20
50	3000	1250	3200	22	10,1	11,6	13	64
		1250					40	50
		2500					22	20

**П2. Ориентировочные значения коэффициентов  
теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К)**

Вид теплоотдачи	Вода	Воздух $p_{абс} \approx 1 \text{ ат}$	Примечание
Вынужденное турбулентное течение:			
а) в трубках и каналах	1200...5800	35...60	$d = 30 \text{ мм}$ . Приведённые значения $\alpha$ соответствуют для воды – от 0,2 до 1,5 м/с, для воздуха – 8...15 м/с.
б) при поперечном обтекании труб	3100...10 000	70...100	Шахматный пучок $\epsilon_{\phi} = 1$ .
Свободное движение	250...900	3...9	
Кипение воды	2000...24 000		Давление атмосферное. Значение $\alpha$ соответствует $\Delta t = 5...15 \text{ К}$ .
Конденсация насыщенного водяного пара на наружной поверхности горизонтальной трубы	9300...15 000		Давление насыщенного пара (абс.) 4 атм; $d = 30 \text{ мм}$ . Значение $\alpha$ соответствует $\Delta t = 35...5 \text{ К}$

**ПЗ. Ориентировочные значения коэффициентов  
теплопередачи Вт/(м<sup>2</sup>·К)**

Вид теплоотдачи	Вынужденное движение	Свободное движение
От газа к газу (при невысоких давлениях)	10...40	4...12
От газа к жидкости (газовые холодильники)	10...60	6...20
От конденсирующегося пара к газу (воздухоподогреватели)	10...60	6...12
От жидкости к жидкости (вода)	800...1700	140...340
От жидкости к жидкости (углеводороды, масла)	120...270	30...60
От конденсирующегося пара к воде (конденсаторы, подогреватели)	800...3500	300...1200
От конденсирующегося пара к органическим жидкостям (подогреватели)	120...340	60...170
От конденсирующегося пара органических веществ к воде (конденсаторы)	300...800	230...460
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости (испарители)	–	300...2500

**П4. Параметры кожухотрубчатых холодильников в соответствии с ГОСТ 15118-79, ГОСТ 15120-79 и ГОСТ 15122-79**

Диаметр кожуха, мм	Диаметр труб, мм	Число ходов	Общее число труб, шт.	Поверхность теплообмена (в м <sup>2</sup> ) при длине труб, м <sup>2</sup>							Площадь самого узкого сечения потока в межтрубном пространстве, м <sup>2</sup>	Площадь сечения одного хода по трубам, м <sup>2</sup>
				1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0		
159	20×2	1	19	1,0	2,0	2,5	3,5	-	-	-	0,003	0,004
	25×2	1	13	1,0	1,5	2,0	3,0	-	-	-	0,004	0,005
273	20×2	1	61	4,0	6,0	7,5	11,5	-	-	-	0,007	0,012
	25×2	1	37	3,0	4,5	6,0	9,0	-	-	-	0,009	0,013
325	20×2	1	100	-	9,5	12,5	19,0	25,0	-	-	0,011	0,020
		2	90	-	8,5	11,0	17,0	22,5	-	-	0,011	0,009
	25×2	1	62	-	7,5	10,0	14,5	19,5	-	-	0,013	0,021
		2	56	-	6,5	9,0	13,0	17,5	-	-	0,013	0,010
400	20×2	1	181	-	-	23,0	34,0	46,0	68,0	-	0,017	0,036
		2	166	-	-	21,0	31,0	42,0	63,0	-	0,017	0,017
	25×2	1	111	-	-	17,0	26,0	35,0	52,0	-	0,020	0,038
		2	100	-	-	16,0	24,0	31,0	47,0	-	0,020	0,017

Диаметр кожуха, мм	Диаметр труб, мм	Число ходов	Общее число труб, шт.	Поверхность теплообмена (в м <sup>2</sup> )						Площадь самого узкого сечения потока в межтрубном пространстве, м <sup>2</sup>	Площадь сечения одного хода по трубам, м <sup>2</sup>	
				1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0			9,0
600	20×2	1	389	-	-	49	73	98	147	-	0,041	0,078
		2	370	-	-	47	70	93	139	-	0,041	0,037
		4	334	-	-	42	63	84	126	-	0,041	0,016
	6	316	-	-	40	60	79	119	-	0,037	0,009	
	1	257	-	-	40	61	81	121	-	0,040	0,089	
	2	240	-	-	38	57	75	113	-	0,040	0,042	
800	25×2	4	206	-	-	32	49	65	97	-	0,040	0,018
		6	196	-	-	31	46	61	91	-	0,037	0,011
		1	717	-	-	90	135	180	270	405	0,069	0,144
	2	690	-	-	87	130	173	260	390	0,069	0,069	
	4	638	-	-	80	120	160	240	361	0,069	0,030	
	6	618	-	-	78	116	155	233	349	0,065	0,020	
25×2	1	465	-	-	73	109	146	219	329	0,070	0,161	
	2	442	-	-	69	104	139	208	312	0,070	0,077	
	4	404	-	-	63	95	127	190	285	0,070	0,030	
	6	385	-	-	60	90	121	181	271	0,065	0,022	

Продолжение табл. П4

Диаметр кожуха, мм	Диаметр труб, мм	Число ходов	Общее число труб, шт.	Поверхность теплообмена (в м <sup>2</sup> )						Площадь самого узкого сечения потока в межтрубном пространстве, м <sup>2</sup>	Площадь сечения одного хода по трубам, м <sup>2</sup>	
				1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0			9,0
1000	20×2	1	1173	-	-	-	221	295	442	663	0,101	0,236
		2	1138	-	-	-	214	286	429	643	0,101	0,114
		4	1072	-	-	-	202	269	404	606	0,101	0,051
	25×2	6	1044	-	-	-	197	262	393	590	0,096	0,034
		1	147	-	-	-	176	235	352	528	0,106	0,259
		2	718	-	-	-	169	226	338	507	0,106	0,124
1200	20×2	4	666	-	-	-	157	209	314	471	0,106	0,055
		6	642	-	-	-	151	202	302	454	0,102	0,036
		1	1701	-	-	-	-	427	641	961	0,145	0,342
	25×2	2	1658	-	-	-	-	417	625	937	0,145	0,165
		4	1580	-	-	-	-	397	595	893	0,145	0,079
		6	1544	-	-	-	-	388	582	873	0,131	0,049
	25×2	1	1083	-	-	-	-	340	510	765	0,164	0,375
		2	1048	-	-	-	-	329	494	740	0,164	0,179
		4	986	-	-	-	-	310	464	697	0,164	0,084
		6	958	-	-	-	-	301	451	677	0,142	0,052

**П6. Диаметры условного прохода штуцеров  
кожухотрубчатых теплообменников**

Диаметр кожуха $D$ , мм	Диаметр условного прохода штуцеров для трубного пространства при числе ходов ( $d_{ш}$ ), мм				Диаметры условного прохода штуцеров для межтрубного пространства, мм
	1	2	4	6	
159	80	–	–	–	80
273	100	–	–	–	100
325	150	100	–	–	100
400	150	150	–	–	150
600	200	200	150	100	200
800	250	250	200	150	250
1000	300	300	200	150	300
1200	350	350	250	200	350
1400	–	350	250	200	–

**П7. Число сегментных перегородок  
в нормализованных кожухотрубчатых теплообменниках**

Диаметр кожуха $D$ , мм	Число сегментных перегородок при длине труб ( $x$ ), м						
	1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0
159	6	10	14	26	–	–	–
273	4	8	12	18	–	–	–
325	–	6	8	14 (16)	18	(36; 38)	–
400	–	–	6	10	14	22 (24; 26)	–
600	–	–	4	8	10	18 (16)	(24)
800	–	–	4	6	8	14 (12)	22 (20)
1000	–	–	–	4	6	10	16 (18)
1200	–	–	–	–	6	8	14 (12)
1400	–	–	–	–	–	–	–

*Примечание.* Число в скобках относится к теплообменникам с плавающей головкой и с U-образными трубками.



П8. Значения химической эксергии образования атомов [11] при нормальных условиях

la	Ila	IIla	IVa	Va	VIa	VIIa	VIII	Ib	IIb	IIIb	IVb	Vb	VIIb	0
<b>1</b>	<sup>1</sup> H 28.11 34.16 (H <sub>2</sub> O)													<sup>2</sup> He 7.2 0.0 (He)
<b>2</b>	<sup>7</sup> Li 88.90 107.08 97.58 (LiCl)	<sup>4</sup> Be 12.03 10.80 11.82 (BeO)	<sup>21</sup> Cr 130.84 142.00 136.2 (Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	<sup>23</sup> V 168.47 185.3 (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	<sup>24</sup> Cr 130.84 168.47 185.3 (Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	<sup>25</sup> Mn 110.24 124.29 (MnO <sub>2</sub> )	<sup>26</sup> Co 68.93 170.37 (CoFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub> )	<sup>27</sup> Ni 58.19 92.78 (NiCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>28</sup> Cu 34.37 141.41 (Cu <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	<sup>29</sup> Zn 80.65 118.59 130.15 (ZnNO <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>30</sup> Ni 58.19 92.78 (NiCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>31</sup> Cu 34.37 141.41 (Cu <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	<sup>32</sup> Zn 80.65 118.59 130.15 (ZnNO <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>36</sup> Ne 73.62 6.47 0.0 (Ne)
<b>3</b>	<sup>9</sup> Na 86.23 147.26 (NaNO <sub>3</sub> )	<sup>11</sup> Mg 86.23 147.26 (MgCO <sub>3</sub> )												<sup>17</sup> F 0.08 0.0 (F <sub>2</sub> )
<b>4</b>	<sup>10</sup> K 92.46 118.22 (KNO <sub>3</sub> )	<sup>8</sup> Ca 170.26 194.41 (CaCO <sub>3</sub> )	<sup>12</sup> Ti 216.72 225.80 (TiO <sub>2</sub> )	<sup>21</sup> V 168.47 185.3 (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	<sup>24</sup> Cr 130.84 168.47 185.3 (Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	<sup>25</sup> Mn 110.24 124.29 (MnO <sub>2</sub> )	<sup>26</sup> Co 68.93 170.37 (CoFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub> )	<sup>27</sup> Ni 58.19 92.78 (NiCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>28</sup> Cu 34.37 141.41 (Cu <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	<sup>29</sup> Zn 80.65 118.59 130.15 (ZnNO <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>30</sup> Ni 58.19 92.78 (NiCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>31</sup> Cu 34.37 141.41 (Cu <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	<sup>32</sup> Zn 80.65 118.59 130.15 (ZnNO <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>17</sup> O 0.0 0.0 (O <sub>2</sub> )
<b>5</b>	<sup>18</sup> Rb 93.11 118.32 (RbNO <sub>3</sub> )	<sup>13</sup> Y 184.31 222.86 (YOH <sub>3</sub> )	<sup>14</sup> Zr 222.86 253.01 (ZrSiO <sub>4</sub> )	<sup>34</sup> Nb 209.87 227.0 (Nb <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	<sup>37</sup> Mo 170.75 227.0 (CaMoO <sub>4</sub> )	<sup>40</sup> Ta 227.0 268.21 (Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	<sup>41</sup> Rh 0.0 0.0 (Rh)	<sup>42</sup> Pd 0.0 0.0 (Pd)	<sup>43</sup> Ag 20.63 30.37 (AgCl)	<sup>44</sup> Cd 72.70 98.57 (CdCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O)	<sup>45</sup> In 98.57 123.26 (In <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	<sup>46</sup> Sn 97.92 116.15 (SnO <sub>2</sub> )	<sup>47</sup> Sb 63.66 77.10 (Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	<sup>54</sup> Xe 6.12 1.61 (XeO <sub>3</sub> )
<b>6</b>	<sup>19</sup> Cs 93.13 105.84 (CsCl)	<sup>15</sup> Ba 187.42 227.11 (BaCO <sub>3</sub> )	<sup>16</sup> La 234.84 273.60 (LaCl <sub>3</sub> ·7H <sub>2</sub> O)	<sup>36</sup> Hf 244.56 277.22 (HfO <sub>2</sub> )	<sup>38</sup> W 195.56 244.5 (CaWO <sub>4</sub> )	<sup>40</sup> Ta 227.0 268.21 (Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	<sup>41</sup> Rh 0.0 0.0 (Rh)	<sup>42</sup> Pd 0.0 0.0 (Pd)	<sup>43</sup> Ag 20.63 30.37 (AgCl)	<sup>44</sup> Cd 72.70 98.57 (CdCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O)	<sup>45</sup> In 98.57 123.26 (In <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	<sup>46</sup> Sn 97.92 116.15 (SnO <sub>2</sub> )	<sup>47</sup> Sb 63.66 77.10 (Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	<sup>54</sup> Xe 6.12 1.61 (XeO <sub>3</sub> )
<b>7</b>	<sup>28</sup> Ce 243.96 260.2 (CeO <sub>2</sub> )	<sup>18</sup> Nd 231.13 277.11 (NdCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>19</sup> Pm 230.13 276.11 (PmCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>50</sup> Sm 208.53 255.11 (SmCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>51</sup> Eu 229.03 278.11 (EuCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>52</sup> Gd 229.03 278.11 (GdCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>53</sup> Dy 229.03 278.11 (DyCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>54</sup> Ho 229.03 278.11 (HoCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>55</sup> Tm 229.03 278.11 (TmCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>56</sup> Yb 229.03 278.11 (YbCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>57</sup> Lu 229.03 278.11 (LuCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	<sup>58</sup> Th 278.41 293.12 (ThO <sub>2</sub> )	<sup>59</sup> U 268.21 284.8 (U <sub>3</sub> O <sub>8</sub> )	

## СОДЕРЖАНИЕ

---

<b>ВВЕДЕНИЕ</b> .....	3
<b>УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ</b> .....	4
<b>ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ</b> .....	7
1. ЦЕЛИ И ЗАДАЧИ УЧЕБНОЙ ДИСЦИПЛИНЫ .....	7
2. РАСЧЁТ РАСХОДА МАТЕРИАЛЬНЫХ И ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ РЕСУРСОВ НА ОСУЩЕСТВЛЕНИЕ ПРОИЗВОДСТВА .....	8
3. МЕТОДЫ АНАЛИЗА ЭФФЕКТИВНОСТИ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕ- НИЯ В ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМАХ .....	17
3.1. Энергетический метод .....	17
3.2. Энтропийный метод .....	18
3.3. Эксергетический метод .....	18
4. МЕТОДИКА АНАЛИЗА ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ .....	19
4.1. Термодинамические функции, используемые в анализе .....	20
5. ЭКСЕРГИЯ. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКАЯ ФУНКЦИЯ .....	21
5.1. Некоторые положения эксергетического анализа. Окружающая среда .....	22
6. УРАВНЕНИЕ ГЮИ-СТОДОЛЫ .....	25
7. РАСЧЁТ ЭКСЕРГИИ И ЕЁ СОСТАВЛЯЮЩИХ .....	26
8. АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ ПРИ СМЕШЕНИИ ПОТОКОВ .....	30
9. АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ .....	32
10. ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНОСТИ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ В ХИМИЧЕСКОЙ РЕАКЦИИ (ГОРЕНИЕ МЕТАНА) .....	35
11. АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ СЖИГАНИЯ ТОПЛИВА .....	35
12. КЛАССИФИКАЦИЯ ПОТЕРЬ ЭКСЕРГИИ .....	41
13. РЕКУПЕРАЦИЯ ТЕПЛА В СЛОЖНЫХ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИ- ЧЕСКИХ СХЕМАХ .....	43
14. ТЕХНИЧЕСКИЕ СРЕДСТВА УТИЛИЗАЦИИ ТЕПЛА .....	46

<b>ЛАБОРАТОРНЫЕ РАБОТЫ</b> .....	52
<b>Лабораторная работа 1.</b>	
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПЕРЕМЕ-	
ЩЕНИЯ НАСЫЩЕННОГО ВОДЯНОГО ПАРА ПО ТРУБО-	
ПРОВОДУ .....	52
<b>Лабораторная работа 2.</b>	
АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ	
ПРИ НАГРЕВАНИИ ЖИДКОСТИ В АППАРАТЕ С МЕШАЛКОЙ	
(ОБОГРЕВ НАСЫЩЕННЫМ ПАРОМ) .....	55
2.1. Энергетический метод .....	55
2.2. Эксергетический метод .....	61
<b>Лабораторная работа 3.</b>	
АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ	
ПРИ НАГРЕВАНИИ ЖИДКОСТИ В КОЖУХОТРУБНОМ	
ТЕПЛООБМЕННИКЕ (ЖИДКОСТНОЙ ОБОГРЕВ БЕЗ ИЗМЕ-	
НЕНИЯ ФАЗОВОГО СОСТОЯНИЯ СРЕДЫ) .....	63
3.1. Энергетический метод .....	63
3.2. Эксергетический метод .....	69
<b>Лабораторная работа 4.</b>	
АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ	
ПРИ НАГРЕВАНИИ ЖИДКОСТИ В КОЖУХОТРУБНОМ	
ТЕПЛООБМЕННИКЕ (ПАРОВОЙ ОБОГРЕВ С ИЗМЕНЕНИЕМ	
ФАЗОВОГО СОСТОЯНИЯ ЭНЕРГОНОСИТЕЛЯ) .....	71
4.1. Энергетический метод .....	71
4.2. Эксергетический метод .....	78
<b>ЗАКЛЮЧЕНИЕ</b> .....	80
<b>СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ</b> .....	81
<b>ПРИЛОЖЕНИЕ</b> .....	82

Учебное издание

ТИШИН Олег Александрович  
ХАРИТОНОВ Владимир Николаевич  
ГАТАПОВА Наталья Цибиковна  
КОЛИУХ Александр Николаевич

# ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ЭНЕРГО- И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЯ В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Учебное пособие

Редактор З.Г. Чернова  
Инженер по компьютерному макетированию Т.Ю. Зотова

Подписано в печать 12.12.2012  
Формат 60 × 84/16. 5,32 усл. печ. л. Тираж 100 экз. Заказ № 621  
Издательско-полиграфический центр ФГБОУ ВПО «ТГТУ»  
392000, г. Тамбов, ул. Советская, д. 106, к. 14