

1.7. Критерии эффективности использования эксергии

Непосредственное применение уравнений баланса эксергии (1.32) и (1.33) для оценки термодинамической эффективности отдельных элементов (блоков) действующих технологических систем затруднительно в связи со сложностью расчета слагаемого полной работы \dot{W}^* , зависящего от потоков приведенной теплоты. Для такого расчета требуется детальное описание условий теплообмена на поверхности контакта рассматриваемой подсистемы с другими подсистемами производства. Однако, в большинстве случаев трудности с расчетом \dot{W}^* можно обойти путем расширения объекта анализа таким образом, чтобы теплообменные поверхности оказались внутри исследуемой системы, и межсистемные тепловые потоки были исключены из баланса эксергии. Например, при оценке термодинамической эффективности каталитического реактора окисления аммиака (см. рис.1.14) расчет интегральных потерь эксергии по параметрам входящих и выходящих потоков не представляет трудностей, в то время как определить потери эксергии по отдельности в реакционном объеме и во встроенном в аппарат котле-утилизаторе весьма проблематично. Для решения второй задачи необходима экспериментально подтвержденная, достаточно полная математическая модель аппарата.

Конечно, при указанном расширении объекта анализа из баланса не могут быть исключены потоки теплоты, обусловленные тепловым рассеянием от внешних поверхностей аппарата в окружающую среду. Более того, теплообмен с окружающей средой может являться необходимым элементом технологического процесса (например, при воздушном или водяном охлаждении аппаратов). Однако, как в том, так и в другом случае теплота или холод, отданные окружающей среде, *не создают дополнительной работы*. Обусловленные теплообменом с внешней средой потери эксергии автоматически будут учитываться в балансе эксергии диссипативным слагаемым ($-\sigma_E$).

На основании вышесказанного, интегральные уравнения баланса эксергии практически без снижения общности могут быть записаны в более простом виде: для систем, которые производят или потребляют работу (электрическую или механическую),

$$\dot{W} = \sum_j \dot{m}_j e_j + \sigma_E, \quad (1.36)$$

и для многочисленной категории химико-технологических процессов, не сопровождаемых производством или потреблением работы,

$$\sum_j \dot{m}_j e_j = -\sigma_E. \quad (1.37)$$

К этому необходимо добавить, что тот факт, что мы избавляемся в итоге от явного «присутствия» слагаемого полной работы \dot{W}^* в интегральных уравнениях баланса эксергии, не умаляет значения понятия полной работы в обосновании физического смысла функции эксергии.

Вопросы практического использования уравнений баланса эксергии (1.36) и (1.37) рассмотрим на уже фигурировавших в разделе 1.1 достаточно представительных примерах – совместного производства электроэнергии и пара на тепловой электростанции и производства азотной кислоты из аммиака.

Схема входящих и выходящих потоков тепловой электростанции дана на рис.1.2. Обозначим через \dot{m}_1, \dot{m}_2 и \dot{m}_3 питающие массовые потоки соответственно природного газа, воздуха и воды; \dot{m}_4 и \dot{m}_5 – выходящие массовые потоки произведенного пара и дымовых газов (продуктов сгорания топлива); e_1, e_2, \dots, e_5 – удельные эксергии соответствующих материальных потоков. Баланс потоков вещества выражается равенствами $\dot{m}_4 = -\dot{m}_3$ и $\dot{m}_5 = -(\dot{m}_1 + \dot{m}_2)$. В системе происходит преобразование химической эксергии смеси топлива и воздуха, содержащего окислитель топлива – кислород, в электрическую работу и тепловую эксергию водяного пара. Баланс потоков эксергии выражается уравнением

$$\dot{W} + \dot{m}_3(e_4 - e_3) = \dot{m}_1 e_1 + \dot{m}_2 e_2 - (\dot{m}_1 + \dot{m}_2) e_5 + \sigma_E.$$

Термодинамическая эффективность функционирования тепловой электростанции может быть охарактеризована коэффициентом преобразования эксергии (названном так по аналогии с коэффициентом преобразования энергии)

$$\eta_e = \frac{\dot{W} + \dot{m}_3(e_4 - e_3)}{\dot{m}_1 e_1 + \dot{m}_2 e_2 - (\dot{m}_1 + \dot{m}_2) e_5}. \quad (1.38)$$

Для энергоустановок с паровыми турбинами, в которых рабочим телом в циклическом процессе преобразования теплоты сгорания топлива в механическую работу служит пароводяная смесь, значения η_e лежат в интервале 30-40%. Таким образом, потери эксергии ($-\sigma_E$) составляют для этого вида технологических систем более половины потенциальной работоспособности топлива. Эти потери связаны, главным образом, с крайне неравновесными условиями протекания химического процесса окисления топлива в пламени газовых горелок и переноса теплоты от факела к рабочему веществу (воде) в парогенераторе.

Широкий интервал значений η_e обусловлен тем, что энергоустановки разных типов, помимо схемных и конструктивных особенностей, различаются соотношением потоков вырабатываемой электроэнергии и эксергии пара, удельной эксергией пара, отношением питающих потоков газа и воздуха, остаточной эксергией дымовых газов. Влияние последнего фактора требует особого пояснения. Может показаться, что уменьшение эксергии дымовых газов e_5 путем понижения их температуры и давления, отражающееся в увеличении знаменателя выражения (1.38), ведет к снижению η_e . Однако, если уменьшение эксергии газов происходит не в результате ее диссипации в окружающую среду, а достигается за счет ее более полной утилизации, то это скажется в одинаковом со знаменателем увеличении числителя (1.38). Т.к. числитель (1.38) всегда меньше знаменателя, в итоге получим приращение η_e . Теоретически температура и давление сбросовых газов могут быть снижены с получением дополнительной работы вплоть до температуры и давления атмосферного воздуха.

В производстве азотной кислоты (на рис.1.14 дана расширенная за счет потоков энергоносителей схема входящих и выходящих материальных потоков этого производства) химическую эксергию, освобождаемую в процессе каталитического окисления аммиака кислородом воздуха, частично утилизируют путем получения в реакторе пара. Другим важным

энерготехнологическим элементом схемы ГИАП является блок каталитической нейтрализации примесных количеств оксидов азота в покидающих абсорбционную башню газах перед их сбросом в атмосферу. Поток газов из абсорбционной башни смешивают с потоком природного газа и в каталитическом реакторе осуществляют окисление метана под действием остаточного кислорода воздуха, сопровождаемое параллельным восстановлением примесей оксидов азота до молекулярного азота. Далее разогретая в реакторе и сохраняющая избыточное давление смесь газов, с целью утилизации ее эксергии, перед выбросом в атмосферу расширяется в рекуперативной газовой турбине, на одном валу с которой действует компрессор, сжимающий подаваемый в агрегат воздух. На схеме 1.14 турбокомпрессор не выделен в отдельный блок с внешними связями; работа турбины и компрессора относится в данном случае к внутрисистемному переносу энергии и не должна учитываться в интегральном балансе эксергии производства.

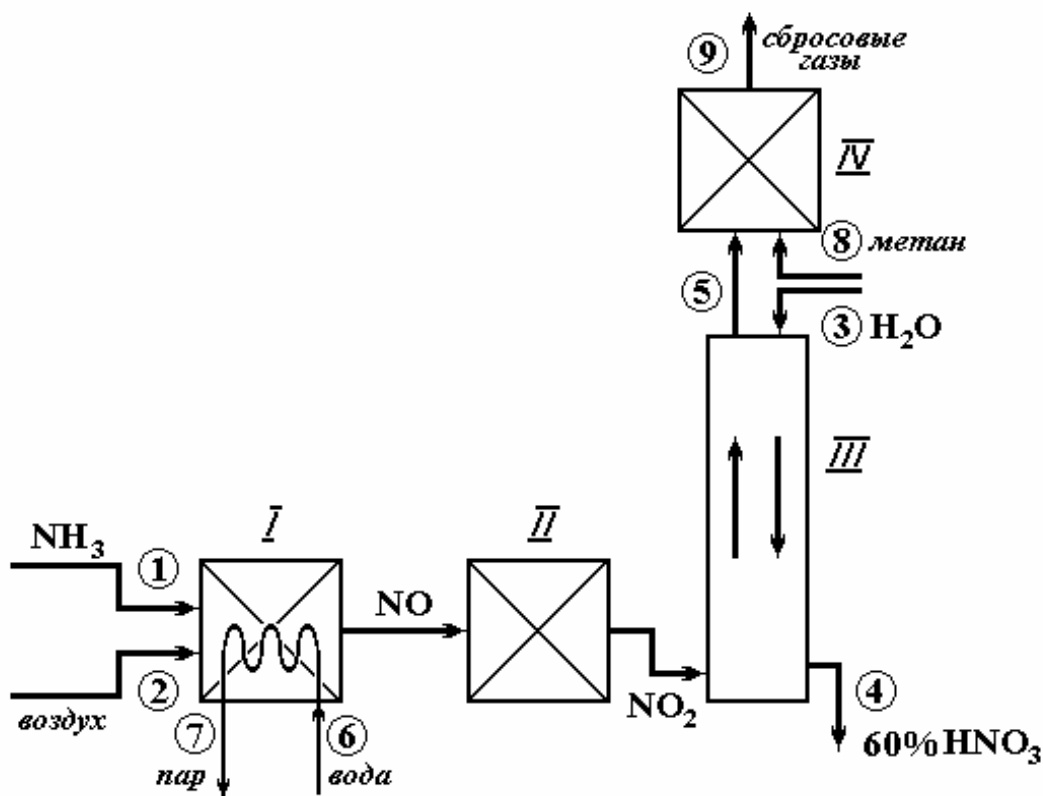


Рис. 1.14. Принципиальная схема производства азотной кислоты, дополненная по сравнению с рис. 1.3. потоками энергоносителей; IV – блок каталитической нейтрализации сбросовых газов.

Сохраняя принятые в разделе 1.2 обозначения \dot{m}_1 , \dot{m}_2 , \dot{m}_3 и \dot{m}_4 массовых потоков, соответственно, аммиака, воздуха, воды и 60%-й азотной кислоты, и вводя обозначения \dot{m}_6 , \dot{m}_7 , \dot{m}_8 и \dot{m}_9 для массовых потоков, соответственно,

воды, для котла-утилизатора, пара, природного газа и сбросовых газов, а также e_1 , e_2 , ... e_9 для удельных эксергий соответствующих потоков, с учетом уравнений материального баланса $\dot{m}_7 = -\dot{m}_6$ и $\dot{m}_4 + \dot{m}_9 = -(\dot{m}_1 + \dot{m}_2 + \dot{m}_3 + \dot{m}_8)$, получим следующее интегральное уравнение баланса эксергии для производства азотной кислоты:

$$\dot{m}_6(e_7 - e_6) = \dot{m}_1 e_1 + \dot{m}_2 e_2 + \dot{m}_3 e_3 + \dot{m}_8 e_8 - \dot{m}_4 e_4 - \dot{m}_9 e_9 + \sigma_E. \quad (1.39)$$

Химическая эксергия, освобождаемая при превращении жидкого аммиака (поступающего из цеха синтеза аммиака) в 60%-ю азотную кислоту, была рассчитана в свое время К.Денбиггом (см. [5]), в одной из первых работ по термодинамическому анализу химических производств, и составляет 312 кДж на 1 моль HNO_3 , или 4,9 ГДж на 1т HNO_3 (в пересчете на 100% -ю кислоту). Расход природного газа на нейтрализацию сбросовых газов в схеме ГИАП равен 82 м^3 на 1т HNO_3 , что в соответствии с табличными данными приводит к величине эксергии, освобождаемой при окислении метана, 2.8 ГДж/т. Таким образом, суммарное уменьшение химической эксергии конечных продуктов производства по отношению к исходным веществам составляет 7,7 ГДж на 1т 100%-й HNO_3 . В данной приближенной оценке убыли химической эксергии пренебрегается неполным окислением NH_3 в HNO_3 и принимается, что параметры сбросовых газов близки к параметрам окружающей среды.

Опубликованные данные о параметрах отводимого пара в производстве азотной кислоты скудны, что затрудняет точную оценку его эксергии. Если основываться на информации, содержащейся по этому вопросу в книге И.Л.Лейтеса, М.Х.Сосны и В.П.Семенова [5], то по результатам разных авторов эксергия пара, получаемого в каталитическом реакторе окисления аммиака, составляет всего лишь 0.43-0.58 ГДж на 1т HNO_3 . Тогда коэффициент преобразования эксергии, равный отношению произведенной эксергии пара к израсходованной химической эксергии, для схемы ГИАП находится в интервале от 0.43/7.7 до 0.58/7.7, т.е. от 5.6 до 7.5%.

Термодинамическая эффективность упомянутой в разделе 1.2 схемы производства азотной кислоты компании D.M.Weatherly Co несколько выше. В этой схеме, за счет повышения эффективности работы абсорбционной башни, низких концентраций оксидов азота в сбросовых газах достигают без каталитического блока нейтрализации, т.е. без дополнительных расходов природного газа. Вместе с тем в отсутствие рекуперативного турбокомпрессора сжатие воздуха производится компрессором с электрическим приводом, потребление электроэнергии которым составляет 1.3 ГДж на 1т HNO_3 . Количество освобождающейся химической эксергии в ходе превращения NH_3 в HNO_3 остается практически тем же, т.е. 4.9 ГДж/т. Таким образом, суммарные затраты эксергии равны 6.2 ГДж/т. Информация о параметрах производимого пара по этой схеме также неполная. Если основываться на указанной выше оценке эксергии пара, то коэффициент преобразования эксергии для второй схемы составляет от 6.9 до 9.4%.

Из сопоставления сделанных оценок можно сделать два вывода. Во-первых, обращает на себя внимание высокая цена более кардинального способа очистки сбросовых газов, принятого в схеме ГИАП. На выборе такого решения сказались действовавшие в СССР заниженные тарифы на природный газ. (В последние годы ГИАП внедряет на действующих азотных предприятиях менее энергоемкий процесс нейтрализации выбросов нитрозных газов под действием аммиака.) Во-вторых, общий уровень термодинамической эффективности существующей промышленной схемы производства азотной кислоты очень низок и требует принципиально новых технологических решений. Основные потери эксергии в производстве связаны с неравновесными условиями протекания каталитической реакции окисления NH_3 в NO и теплопереноса от горячих газов к испаряющейся воде в котле-утилизаторе, с рассеянием теплоты последующих экзотермических превращений оксидов азота, включая хемосорбцию NO_2 в абсорбционной башне, а также с остаточной эксергией сбросовых газов.

Итак, рассмотренные в заключительном разделе примеры демонстрируют принципиальную простоту получения исчерпывающей оценки термодинамической эффективности самых сложных технологических систем по ограниченному набору опытных данных – параметрам входящих и выходящих материальных потоков и производимой (потребляемой) электрической энергии. Скромные теоретические средства приводят к первостепенной важности заключениям. Методика такой оценки основывается на сведении затрат различных форм энергии в производстве целевых продуктов к единому эквиваленту – эксергии.

Однако, в плане практической оптимизации потребления в промышленном производстве и в коммунальном секторе различных видов энергоресурсов эксергетический метод не должен абсолютизироваться и противопоставляться экономическому подходу к тому же вопросу. Хотя эксергетический критерий, в отличие от стоимостных показателей, полностью свободен от влияния рыночной и политической конъюнктуры в ценообразовании, необходимо иметь в виду, что единый энергетический эквивалент основан на применении гипотетических идеальных устройств и процессов, и *реальная стоимость эксергии разного происхождения различна.*

Мощь и незаменимость термодинамического подхода заключается в выявлении на фундаментальном уровне потенциальных резервов в повышении эффективности использования энергоресурсов. Последовательное углубление эксергетического анализа конкретного производства путем расчета потерь эксергии для каждого индивидуального элемента технологической схемы позволяет определить наиболее «узкие», с позиций энергосбережения, места схемы и сконцентрировать усилия именно на их устранении. Еще большее значение процедура эксергетического анализа имеет при синтезе новых технологических схем.

Традиционно эксергетический метод анализа технологических процессов строится на использовании условных абсолютных значений эксергии, определенных относительно так называемого «мертвого» состояния вещества, которое характеризуется механическим, тепловым и химическим равновесием с окружающей средой (см. по этому вопросу книгу В.М.Бродянского, В.Фратшера и

К. Михалека [4]). Мы намеренно отходим от этой традиции, выражая все балансовые уравнения через *изменения* эксергии материальных потоков. Основные результаты, проистекающие от использования функции эксергии в термодинамическом анализе систем преобразования вещества и энергии, как и применение первородных функций внутренней энергии и энтальпии, никак не связаны с вопросом вычисления их абсолютных значений. С другой стороны, уход от использования абсолютных эксергий избавляет от значительной неопределенности и условности в выборе базового набора химических веществ, символически представляющего окружающую среду, по отношению к которому исчисляется химическая эксергия материальных потоков. Отметим также, что введение коэффициентов преобразования эксергии, основанных на расчете *изменений* эксергии потоков, освобождает от недоразумений, возникающих при сравнении разных систем по показателям эффективности, основанным на абсолютных значениях эксергии, из-за искажающего влияния вклада так называемой «транзитной» эксергии.

Хотя на качественном уровне оценок вполне приемлемо, например, использование понятия *эксергия топлива*, имея в виду количество освобождаемой (доступной для утилизации) химической эксергии при полном окислении топлива. Точнее относить эксергию, или *изменение эксергии* (точно так же, как энтальпию, или *изменение энтальпии*) не к индивидуальному химическому веществу, а к процессу.

Рассчитанные для двух примеров значения коэффициентов преобразования эксергии по порядку величины характерны для многих других из огромного многообразия современных технологических процессов и технических устройств. Следовательно, имеются значительные резервы в совершенствовании этих процессов с точки зрения снижения потребления энергоресурсов. При этом необходимо иметь в виду, что каждый сэкономленный кДж эксергии в промышленном производстве и в быту означает еще большую экономию за счет соответствующего снижения энергозатрат на разведку, добычу, переработку и транспортировку ископаемого топлива и на производство материалов и оборудования для разведки, добычи, переработки и транспортировки топлива. Совокупная экономия энергии в свою очередь означает эквивалентное уменьшение антропогенной нагрузки на окружающую среду, ибо самый значительный компонент этой нагрузки связан именно с энергообеспечением цивилизации.