

Интегральные уравнения преобразования потоков вещества и энергии в технологических системах

1.2. Уравнения баланса потоков масс компонентов и основанные на них критерии эффективности использования сырья

В этом и следующем разделах выводятся интегральные уравнения баланса потоков вещества и энергии для систем, функционирующих в *стационарном режиме*. В этом режиме параметры поступающих в систему потоков, внутренние параметры системы и параметры выходящих потоков не изменяются во времени. Значительным преимуществом стационарных режимов является простота контроля и автоматизации производства. В тех ситуациях, когда поддержание стационарного режима либо невозможно вследствие самой природы используемого процесса, либо нерационально по причине существования более эффективных нестационарных режимов по сравнению со стационарными, предпочтение среди множества возможных нестационарных режимов отдается периодическим. В *периодическом режиме* все фазы процесса в точности повторяются через определенный временной интервал, называемый периодом процесса. Эта регулярная повторяемость производственного цикла также облегчает контроль и автоматизацию производства. Периодические процессы родственны стационарным в том отношении, что сохраняются постоянными средние по периоду значения всех параметров системы. Таким образом, в конечном счете все сводится к среднему по периоду изменению характеристик выходящих потоков по отношению к входящим. Поэтому критерии эффективности, разработанные для стационарных процессов, переносятся и на периодические процессы.

Пусть система имеет l входов и выходов материальных потоков (l – общее число входов и выходов). Обозначим через \dot{m}_j , кг/с материальный поток через j -й вход (или выход), $j = 1, 2, \dots, l$, причем поступающие в систему потоки будем считать положительными, а отводимые из системы потоки – отрицательными. Таким образом, для каждого входа в систему $\dot{m}_j > 0$ и характеризует скорость поступления вещества, а для каждого выхода $\dot{m}_j < 0$ и характеризует, соответственно, скорость отвода вещества из системы.

В стационарном режиме работы системы скорость поступления вещества в систему равна скорости отвода вещества, или

$$\sum_{j=1}^l \dot{m}_j = 0. \quad (1.1)$$

Соотношение (1.1) выражает собой закон сохранения массы вещества в применении к технологической системе.

В любом химико-технологическом процессе за исключением радиохимических производств соблюдается также и закон сохранения массы

каждого отдельного химического элемента, входящего в состав сырья, перерабатываемого в системе. Поэтому для стационарного режима можно записать

$$\sum_{j=1}^l \dot{n}_{i,j} = 0, \quad (1.2)$$

где $\dot{n}_{i,j}$, моль/с – поток i -го элемента через j -й вход (или выход) системы, $i = 1, 2, \dots, k$, где k – общее число химических элементов, составляющих систему, с сохранением правила знаков, принятого для потоков массы \dot{m}_j . Каждый j -й материальный поток можно представить как сумму

$$\dot{m}_j = \sum_{i=1}^k A_i \dot{n}_{i,j}, \quad (1.3)$$

где A_i , кг/моль – молярная масса i -го элемента. Очевидно, что просуммировав (1.3) по всем входам и выходам и учитывая соотношения (1.2), возвращаемся к соотношению (1.1), т.е. из условия сохранения масс отдельных элементов, конечно, вытекает условие сохранения массы в целом.

Элементарные балансовые соотношения (1.1) – (1.3) играют основополагающую роль в контроле точности аналитических измерений составов поступающих и выходящих потоков химического производства, а также в определении неконтролируемых утечек веществ. На основе балансовых уравнений составляются также показатели эффективности использования сырьевых материалов в конкретных химических производствах. Эффективность процесса, очевидно, тем выше, чем больше производится целевого продукта в расчете на единицу массы расходуемого сырья. Эквивалентным показателем является обратная величина – расход сырья в расчете на единицу массы производимого продукта. Эти показатели позволяют оценивать различные варианты технологических систем одного и того же назначения по эффективности использования сырьевых ресурсов. Поясним это на конкретном примере производства азотной кислоты из аммиака.

Упрощенная схема этого производства, которая тем не менее полностью отражает основные стадии превращения исходных веществ в конечные продукты производства, дана на рис. 1.3 и 1.14. Производство включает в себя три главных технологических узла, в которых происходят химические превращения веществ: **I** – блок каталитического окисления аммиака кислородом воздуха, подаваемого в большом избытке, на **Pt**-катализаторе при температуре выше 900°C ; **II** – блок доокисления образовавшегося на первой стадии оксида азота **NO** в оксиды **NO₂** и **N₂O₄**; под действием избыточного кислорода реакция протекает самопроизвольно при охлаждении реакционной смеси; **III** – блок абсорбции высших оксидов азота из газовой смеси водой с образованием продуктового раствора азотной кислоты концентрации около 60%. Указанные три блока, вместе со связывающими их материальными потоками, составляют главную подсистему производства азотной кислоты, материальный баланс которой

определяет эффективность использования сырья и в производстве в целом. Из упрощенной схемы производства исключены узлы, в основном относящиеся к его энергетической инфраструктуре.

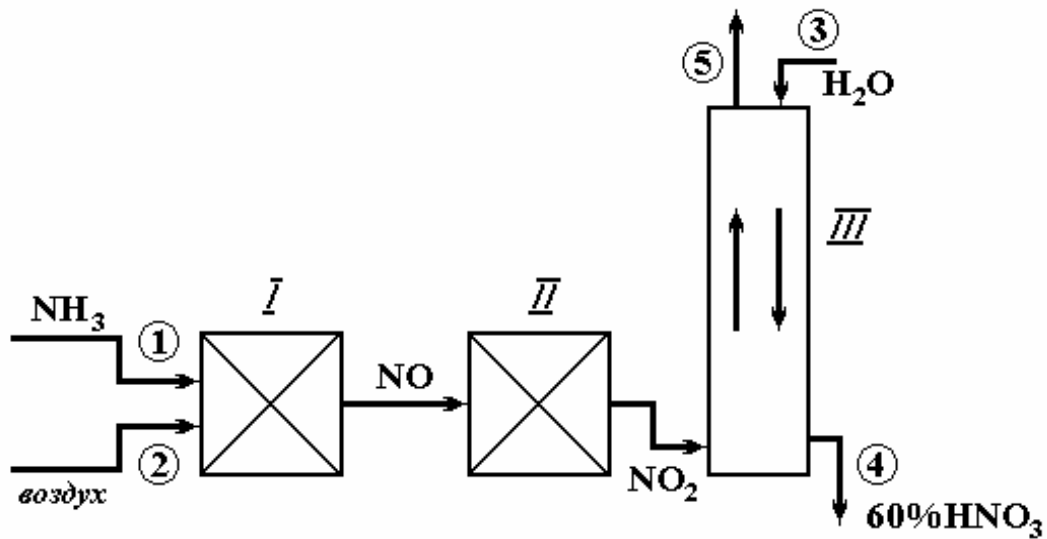


Рис.1.3. Принципиальная схема производства азотной кислоты: *I* – каталитический реактор окисления NH_3 ; *II* – блок доокисления NO в NO_2 (N_2O_4); *III* – абсорбционный узел.

Рассматриваемая подсистема имеет 3 входа (аммиак, воздух и вода) и 2 выхода (60% HNO_3 и смесь отходящих газов, состоящая из компонентов воздуха с примесью неабсорбированных оксидов азота), пронумерованных на схеме. В протекающих в подсистеме химических превращениях участвуют три химических элемента **N**, **O** и **H**, для которых могут быть записаны балансовые соотношения

$$\dot{n}_{\text{N},1} + \dot{n}_{\text{N},2} + \dot{n}_{\text{N},4} + \dot{n}_{\text{N},5} = 0;$$

$$\dot{n}_{\text{O},2} + \dot{n}_{\text{O},3} + \dot{n}_{\text{O},4} + \dot{n}_{\text{O},5} = 0;$$

$$\dot{n}_{\text{H},1} + \dot{n}_{\text{H},3} + \dot{n}_{\text{H},4} = 0,$$

в которых $\dot{n}_{\text{V},j}$ – скорость поступления в подсистему (отвода из подсистемы) элемента **V** через *j*-й канал, где **V** = **N**, **O** или **H**. В данном случае наиболее ценным сырьевым потоком является поток аммиака \dot{m}_1 , а единственный продуктовый поток – это поток раствора азотной кислоты \dot{m}_4 , или в пересчете на 100% азотную кислоту, $0.6\dot{m}_4$. Поэтому очевидно, что эффективность использования сырья в данном производстве будет характеризоваться отношением

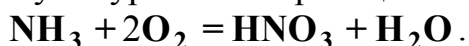
$$\beta_{\text{NH}_3} = \frac{\dot{m}_1}{0.6|\dot{m}_4|}, \quad (1.4)$$

показывающим, сколько тонн аммиака расходуется на получение одной тонны азотной кислоты (в пересчете на 100% HNO_3), и называемым расходным коэффициентом по аммиаку.

Сравним по этому показателю две технологические схемы действующих производств HNO_3 , разработанные одна – в СССР Государственным институтом азотной промышленности (ГИАП), а другая – в США компанией D.M. Weatherly Co. Для агрегата, разработанного ГИАП, производительностью 1150 т/сутки $\beta_{\text{NH}_3} = 0.286$, для второго агрегата производительностью 227 т/сутки $\beta_{\text{NH}_3} = 0.282$. В данном случае расходные коэффициенты в двух схемах оказались весьма близки.

Расходные коэффициенты по сырью позволяют сопоставить новое технологическое решение с уже известными, однако на основе этого показателя нельзя ответить на важный для технологов вопрос, в какой мере возможно дальнейшее улучшение системы, насколько она далека от технологического идеала.

Чтобы получить более объективный показатель уровня совершенства системы, необходимо соотнести достигнутое значение расходного коэффициента по сырью с тем его значением, которое соответствовало бы его минимальному значению, совместимому с законом сохранения масс химических элементов в ходе химических превращений. В рассматриваемом примере минимальное значение расходного коэффициента по аммиаку $\beta_{\text{NH}_3}^{(\text{теор})}$ соответствовало бы полному, стехиометрическому переходу азота аммиака в азотную кислоту по уравнению реакции



Отсюда $\beta_{\text{NH}_3}^{(\text{теор})}$ равно отношению молярных масс NH_3 и HNO_3 ,

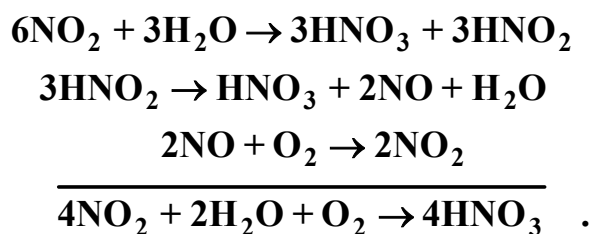
$\beta_{\text{NH}_3}^{(\text{теор})} = M_{\text{NH}_3} / M_{\text{HNO}_3} = 0.270$. Тогда фундаментальной характеристикой степени совершенства процесса с точки зрения эффективности использования сырья будет выраженное в процентах отношение

$$\gamma \equiv \frac{\beta_{\text{NH}_3}^{(\text{теор})}}{\beta_{\text{NH}_3}^{(\text{реал})}} \cdot 100\%, \quad (1.5)$$

называемое выходом продукта. Физический смысл этого термина становится ясным, если учесть, что величина $1/\beta$ показывает количество целевого продукта (его выход) в тоннах в расчете на 1 т потребляемого сырья, и выражение (1.5) можно представить в виде

$$\gamma = \frac{1/\beta_{\text{NH}_3}^{(\text{реал})}}{1/\beta_{\text{NH}_3}^{(\text{теор})}} \cdot 100\%.$$

Легко подсчитать, что в действующих производствах азотной кислоты достигаются весьма высокие значения выхода продукта: в схеме ГИАП $\gamma = 94\%$ и в схеме D.M.Weatherly Co $\gamma = 96\%$. С чем связаны успехи химиков-технологов в эффективном использовании сырья в данном производстве и чем обусловлены хотя и небольшие, но ощутимые потери сырья? Достижения технологии проявились, во-первых, в подборе селективного платинового катализатора окисления аммиака и температурного режима каталитического процесса. Хотя термодинамически разрешенным является образование трех возможных продуктов окисления NH_3 кислородом – N_2 , N_2O и NO , процесс с высокой селективностью идет именно по траектории образования оксида NO . Во-вторых, весьма эффективным является процесс абсорбции смеси высших оксидов азота NO_2 и N_2O_4 потоком воды, идущий по схеме



Факторами, способствующими достижению полноты поглощения оксидов азота, являются использование принципа противотока газовой смеси и растворителя в абсорбционной башне, наличие в газовой смеси большого избытка воздуха, окисляющего выделяющийся из раствора NO , повышение давления в системе и увеличение высоты башни. Сложный характер имеет воздействие такого фактора как изменение соотношения потоков растворителя и газовой смеси в абсорбционной башне: с одной стороны, увеличение этого соотношения ведет к более полному улавливанию NO , но с другой стороны – понижает концентрацию продуктовой азотной кислоты. При производстве концентрированной азотной кислоты процесс абсорбции ведут при пониженных температурах.

Часть аммиака остается все-таки неиспользованной вследствие частичного образования N_2 и N_2O при окислении аммиака, которые затем беспрепятственно проходят через абсорбционную башню, а также вследствие проскока некоторого количества NO . Для нейтрализации вредных примесей NO и N_2O на выходе газов из абсорбционной башни в схеме ГИАП предусмотрена их каталитическая очистка. Этот пример показывает, что повышение выхода целевого продукта, важное само по себе, облегчает также решение вопросов экологической безопасности производства.

Вместе с тем нельзя не отметить, что современное производство азотной кислоты, эффективное с точки зрения полноты химического превращения сырья в целевой продукт, характеризуется весьма низким уровнем использования энергетического потенциала сырья (см. раздел 1.7).

Как явствует из разобранный примера, не вызывает затруднений формулирование критериев эффективности использования сырья в ситуации, когда речь идет о единственной разновидности ценного сырья и из системы отводится единственный целевой продукт. Задача оптимизации технологической системы становится много сложнее, если в системе потребляется несколько видов сырья сопоставимой ценности и получается несколько целевых продуктов. В этом случае чисто балансовых соотношений явно недостаточно: критерии эффективности использования сырья должны включать стоимости отдельных видов сырья и целевых продуктов.

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.

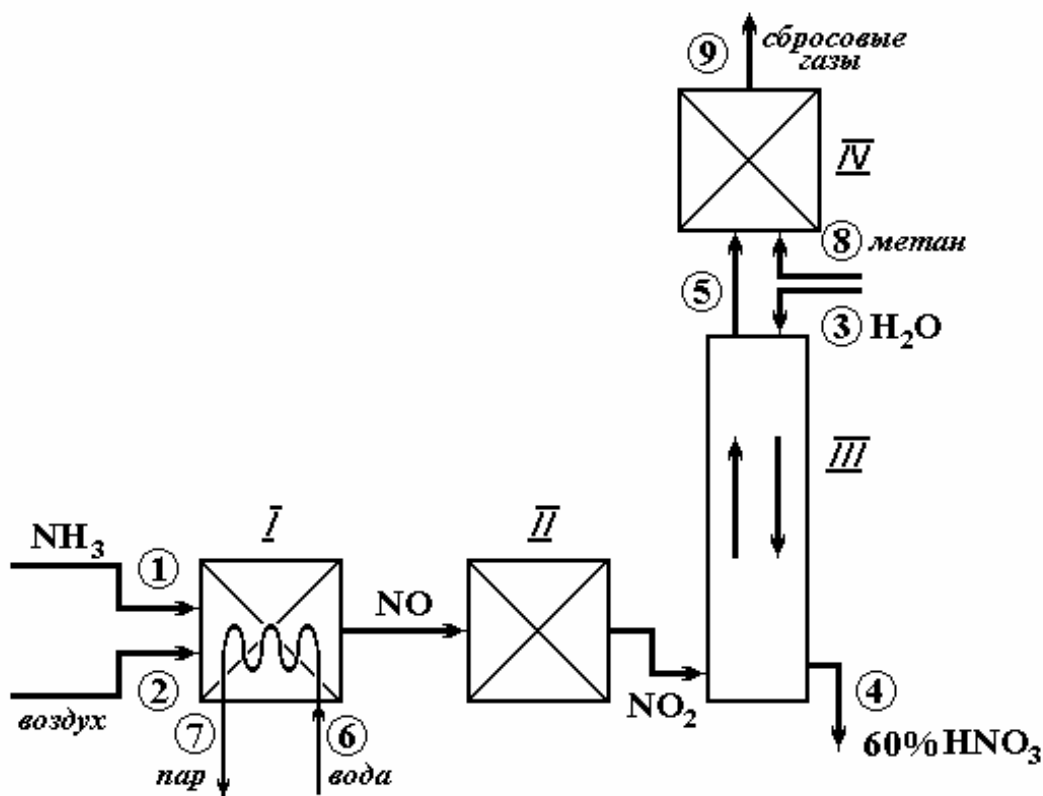


Рис. 1.14. Принципиальная схема производства азотной кислоты, дополненная по сравнению с рис. 1.3. потоками энергоносителей; IV – блок каталитической нейтрализации сбросовых газов.

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.