

А.П.НЕСЕНЧУК, А.А.ШКЛЯР,  
канд-ты техн. наук,  
Е.Н.АНТОНИШИНА,  
А.П.ВАЛУЕВ (БПИ)

## ОЦЕНКА РАБОТОСПОСОБНОСТИ АДСОРБЦИОННО-ДЕСОРБЦИОННОГО БЛОКА НА ТВЕРДЫХ СОРБЕНТАХ ПРИ ТЕРМИЧЕСКОЙ РЕГЕНЕРАЦИИ

Схема движения сорбента и целевого продукта оказывает определяющее влияние на работоспособность адсорбционно-десорбционного блока (АДБ) и эффективность процессов сорбции-десорбции. При этом нужно иметь в виду, что схемы прямотока и противотока отличаются как рядом достоинств, так и недостатков. Следовательно, в каждом конкретном случае организации адсорбционно-десорбционного цикла их нужно тщательно анализировать.

В результате теоретических и экспериментальных исследований, проведенных на кафедре промышленной теплоэнергетики и теплотехники БПИ, разработаны принципиально новые схемы АДБ станции получения целевого продукта. Обе схемы АДБ монтируются из типовых элементов, созданных БПИ.

Реализуемые для практических целей схемы АДБ показаны на рис. 1, 2. На рис. 1 изображено движение твердого сорбента по часовой стрелке. Газодувка подает исходную смесь в нижнюю часть адсорбера. Связь по сорбенту между адсорбером и десорбером осуществляется с помощью перетоков. В адсорбционной части АДБ по ходу сорбента установлены три секции водяного и одна рассольного теплообменника. В десорбере — электрический и паровой нагреватели и две секции водяного холодильника.

АДБ (рис. 1)<sup>\*</sup> с прямоточным движением исходной газовой смеси и сорбента был применен институтом "Гипрохолод" в рабочем проекте станции для получения диоксида углерода в термопсевдооживленном слое твердого сорбента производительностью 0,066 кг/с.

Выбор такой схемы прежде всего позволил совместить процессы адсорбции и транспорта сорбента, что значительно упростило конструкцию АДБ и исключило истирание цеолита. Срок службы микросферического синтетического цеолита в результате проведенного эксперимента составил 5...6 лет. Однако в ходе дальнейших исследований полупромышленной схемы прямоточного АДБ на ПО "Минский тракторный завод имени В.И.Ленина" и в лабораториях БПИ была обнаружена значительная (в отдельных опытах она равнялась 2...5 %) фильтрация исходной газовой смеси в холодильнике десорбера в направлении от точки *A* к точке *C* (рис. 1). При этом расчетные значения равновесной выходной адсорбции не всегда подтверждались опытными данными.

Как показали опыты, избыточное давление газов  $\Delta p$  в точке *B* определяется потерями в циклоне и составляет  $\sim 1000$  Па. Давление же в точке *C* не отличается от давления в точке *B*, поскольку сопротивление верхнего перетока для цеолита ограничено (рис. 1, участок *B...C*). Отсюда перепад давления на участке *B...C*  $\Delta p \sim 0$ , а на холодильнике десорбера  $-\Delta p \sim 14000$  Па. Несмотря на разницу в порозности в адсорбере и холодильнике-десорбере, фильтрация ис-

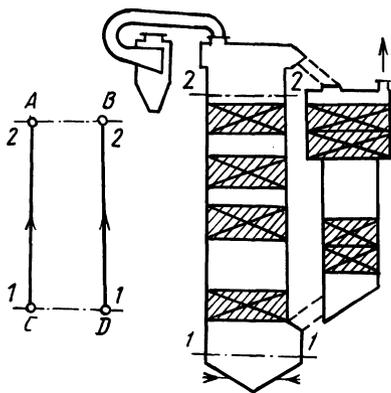


Рис. 1. Схема с прямоточным движением сорбента и исходной газовой смеси:

$A$  соответствует концентрации  $C'' = 1\%$ ;  
 $B - a'' = aa''$ ;  $C' = 10\%$ ;  $a' = 1,5\%$ ;  
 $1 - 1$  и  $2 - P_2$  - контрольные сечения.

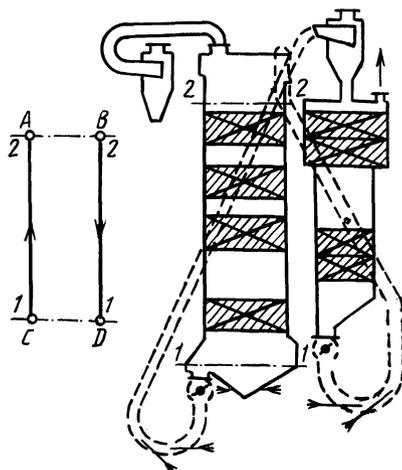


Рис. 2. То же, что и на рис. 1, но для случая противотока:

$A - C'' = 1\%$ ;  $B - a' = 1,5\%$ ;  $C' = 10\%$ ;  
 $D - a'' = aa''$ .

ходной газовой смеси в холодильнике оказывается существенной для процесса. В проведенных опытах концентрация  $CO_2$  на выходе из десорбера (рис. 1) составляла 97...95%. Противоточная фильтрация (избыточное давление в точке  $A$  по сравнению с давлением в точке  $C$ ) в отдельных случаях приводила к ухудшению циркуляции сорбента в нижнем перетоке.

Примесь азота удалялась из холодильника компрессионной части станции при ожигении целевого продукта, закачиваемого в накопительную изотермическую емкость.

В противоточном АДБ (рис. 2) перепад давления в адсорбере остается таким же, как и в случае прямотока. Давление в точках  $A$  и  $B$  соответственно равно 15000 и 1000 Па. В точке  $C$  давление может быть повышено до 8000 Па. В точке  $E$  оно составляет  $\sim 15000$  Па (после газодувки), а в точке  $D$  - 8000 Па. Таким образом, перепада давления в холодильнике-десорбере не будет ( $\Delta p \sim 0$ ), что является основной предпосылкой для работы аппарата без обратной фильтрации исходной газовой смеси.

Расчет адсорбции, позволяющий выполнить количественную оценку работоспособности схемы АДБ, сделан на ЭВМ в соответствии с программой, которая разработана на кафедре ПТЭиТ БПИ. В основу разработки положены следующие уравнения:

$$G_T \partial C / \partial X = G_T \partial a / \partial X; \quad (1)$$

$$G_T \partial C / \partial X + G_T \partial a / \partial X = 0; \quad (2)$$

$$G_T [C(\tau) - C_0] = G_T [a_0 - a(\tau)]; \quad (3)$$

$$G_T [C_{\text{кон}} - C(\tau)] = G_T [a_0 - a(\tau)], \quad (4)$$

где  $G_T$  и  $G_T$  - расходы соответственно исходной газовой смеси и сорбента;

$C_0$  и  $a_0$  — начальные содержания адсорбата соответственно в газовой смеси и сорбенте;  $C_{\text{кон}}$  — конечная концентрация адсорбата в газовой смеси.

Адсорбция и коэффициент диффузии  $D$  для микросферического сорбента рассчитывались в соответствии с выражениями:

$$\begin{aligned} \frac{\partial a}{\partial \tau} &= 1/R^2 \partial/\partial r R^2 D \partial a/\partial r ; \\ D \partial a/\partial X &= \beta (p_{\text{гр}} - p_{\text{ср}}), \end{aligned}$$

где  $\beta$  — коэффициент массообмена;  $p_{\text{гр}}$  — парциальное давление адсорбата на границе раздела зерна и газовой среды;  $p_{\text{ср}}$  — парциальное давление адсорбата в исходной газовой среде.

Выражения (1) и (3) записаны для схемы, изображенной на рис. 1, а (2) и (4) — для схемы, представленной на рис. 2.

УДК 621.182

Г.И. ЖИХАР, канд. техн. наук,  
И.Г. БОГДАНОВИЧ, Н.П. КЕДА,  
канд. физ.-мат. наук (БПИ)

## РАСЧЕТНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ОБРАЗОВАНИЯ СЕРНОГО АНГИДРИДА ПРИ ДВУХСТУПЕНЧАТОМ СЖИГАНИИ ЖИДКОГО ТОПЛИВА

Горение топлива сопровождается различными химическими и физическими процессами, учет которых в настоящее время осуществить трудно. Тем не менее в топочных устройствах котлов можно выделить некоторые общие черты процесса, которые позволяют разработать достаточно полную методику расчета горения углеводородного топлива и образования оксидов серы [1].

При горении мазута наибольший интерес с точки зрения образования сернистого и серного ангидридов представляет стадия горения паровой фазы. В качестве паровой фазы жидкого топлива было принято газообразное топливо следующего состава [2]: 35 %  $\text{CH}_4$ , 29 %  $\text{C}_2\text{H}_4$ , 32,2 %  $\text{H}_2$ , 2,5 %  $\text{S}^{\text{P}}$ , 0,3 %  $\text{N}^{\text{P}}$ , 1 %  $\text{WP}$ .

Расчеты выполнялись в соответствии с кинетической моделью горения углеводородного топлива [1] на ЭВМ БЭСМ-6.

Влияние коэффициента избытка воздуха на образование серного ангидрида показано на рис. 1. Как видно из рисунка, даже при  $\alpha = 1,02$ , который при эксплуатации котельного оборудования рассматривается как предельно малый избыток воздуха, концентрация  $\text{SO}_3$  составляет  $\sim 0,002$  %, при которой наблюдается серноокислотная коррозия. Только при  $\alpha \approx 0,95$  содержание  $\text{SO}_3 < 0,001$  % является коррозионно-безопасным. Сказанное выше подтверждается экспериментальными данными Р.Баррета, приведенными в [3]. Из рис. 1 следует, что повышение коэффициента избытка воздуха приводит к росту концентрации  $\text{SO}_3$  в продуктах сгорания как при одноступенчатом, так и при двухступенчатом сжигании. При этом повышение содержания  $\text{SO}_3$  в области малых избытков воздуха значительно больше, чем при  $\alpha \geq 1,05$ . При двух-