

ОЧИСТКА ВЫБРОСОВ ОТ КОКСОВЫХ ПЕЧЕЙ С ПОМОЩЬЮ СКРУББЕРА НАСАДОЧНОГО ТИПА

Александр Редько, Юрий Чайка, Юрий Бурда

Харьковский национальный университет строительства и архитектуры
Адрес: Украина, 61002, ул. Сумская, 40
E-mail: office@kstuca.kharkov.ua

Аннотация. Представлены результаты теоретических исследований новой конструкции скруббера с просечно-вытяжной насадкой. Изменение конструкции скруббера позволило уменьшить их количество с трех до одного, сократить количество используемой поглощающей жидкости, затраты на оборудование и его обслуживание.

Ключевые слова: скруббер, насадка, газоочистка, коксовый газ, циклоны.

ВВЕДЕНИЕ

В химической промышленности и в технологии очистки газообразных и жидких систем широко распространены и имеют важное значение процессы массопередачи, характеризующиеся переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую. (Рис. 1)



Рис.1. Скруббер Вентури.
Fig. 1. Venturi scrubber

1 – орошающая форсунка; 2 – труба Вентури;
3 – каплеуловитель

В основном применяются следующие процессы массопередачи между газовой (паровой) и жидкой, между газовой и твердой, между твердой и жидкой, а также между двумя жидкими фазами: абсорбция, экстракция, ректификация, адсорбция, сушка, кристаллизация.

Теоретические основы современной технологии позволяют решать многочисленные и разнообразные проблемы, связанные с проектированием, строительством и эксплуатацией соответствующих аппаратов, где протекают те или иные массообменные процессы [17,18].

Области применения абсорбционных процессов в промышленности весьма обширны: получение готового продукта путем поглощения газа жидкостью; разделение газовых смесей на составляющие их компоненты; очистка газов от вредных примесей; улавливание ценных компонентов из газовых выбросов.

Современные коксовые печи представляют собой агрегаты (батареи), состоящие из ряда горизонтальных камер в общей кладке. Между камерами находятся простенки, в которых расположены горелочные каналы. Один простенок обогревает стенки двух соседних камер. Под простенками находятся регенераторы, через которые, нагревая насадку регенераторов, проходят продукты горения, имеющие температуру 700 - 750 °С. Тепло, отданное регенераторам, используется затем для подогрева воздуха, идущего на горение, и бедных газов, например, доменного, применяемого для обогрева коксовых печей. Благодаря этому повышается температура горения и увеличивается теплотехнический коэффициент полезного действия печей.

Различные системы коксовых печей отличаются в основном устройством обогревательной системы.

В типовых печах ПК-2К, изображенных на рис. 5, обогревательные каналы одной стороны камер соединены несколькими перекидными каналами с обогревательными каналами другой стороны. В то время как в одном простенке происходит горение, через другой уходят продукты горения. Через 15-20 мин направление обогревающего газа и воздуха и продуктов горения меняется автоматически на обратное, чем достигается равномерность обогрева печи.

В печах системы ПВР обогревательные каналы одного простенка соединены попарно так, что когда в одном канале идет горение, через другой уходят продукты горения, а через 15-20 мин направление газов меняется на обратное (кантование).

Камеры типовых печей имеют длину 13,2 м, ширину 0,407 м, высоту 4 м. Емкость их 18,3 м³. В настоящее время строятся печи, в которых камеры

имеют длину 15 м, высоту 5 м, ширину 0,425-0,475 м, емкость 30 м³. В своде камер имеются три-четыре загрузочных люка и стояк, через который отводятся летучие продукты коксования. С торцевых сторон камеры имеют съемные двери, которые плотно закрыты во время коксования и снимаются, когда нужно выдать кокс из печи. Шихту загружают в накалившую камеру через люки с помощью загрузочного вагона с тремя-четырьмя бункерами.

Нагревание угля в печи происходит быстро от стенок к середине. Разложение угля начинается около 200° С, для перехода угля в размягченное (пластическое) состояние требуется температура выше 350° С. При 480-500° С заканчивается первичное разложение угля – образуется полукокс, первичная смола и первичный газ. При температуре – 750° С происходит пирогенетическое разложение первичных продуктов – образуется кокс, ароматические углеводороды, коксовый газ.

Химизм разложения органической массы угля при высокой температуре пиролиза сложен и недостаточно изучен. В нем сочетаются реакции разложения, поликонденсации, изомеризации и др. Отщепление отдельных карбоксильных и гидроксильных групп от макромолекул угля приводит к появлению свободных валентностей у периферийных атомов углерода, которые, соединяясь между собой, дают высоко конденсированное вещество – кокс.

В результате отщепления циклов, соединенных с основным ядром через кислородные, эфирные и полиэфирные мостики, образуются пода, смола и газ.

Если первичные химические продукты разложения угля представляют собой смесь преимущественно парафиновых, нафтеновых углеводородов, фенола, то продукты коксования состоят уже из смеси ароматических углеводородов – от бензола до много кольчатых и гетероциклических углеводородов. Из серы и азота угля при коксовании образуются сернистые (H₂S, CS₂, COS и др.) и азотистые (NH₃, HCN и др.) соединения. Около 65-70% азота и серы остается в коксе. К концу коксования, через 15-16 часов, коксовый пирог вследствие усадки отходит от стенок печи, что облегчает выдачу его из печи с помощью коксовыталькивателя. Образующаяся во время коксования парогазовая смесь через стояки камер поступает в общий для всей батареи газовый сборник.

После окончания коксования камеры печи отключаются от газового сборника, двери с обеих сторон печи снимаются, и коксовый пирог с помощью коксовыталькивателя выдвигается из печи в тушильный вагон, который направляется затем в тушильную башню, где кокс тушится водой. Тепло тушения не используется. Сухой метод тушения кокса в специальной камере или бункере путем пропускания холодных инертных (не содержащих кислорода) газов еще не получил широкого распро-

странения, хотя при таком способе часть тепла, отдаваемого коксом, можно использовать: с помощью нагретых до 800° С газов получают пар в котлах-утилизаторах, а охладившиеся газы применяются для тушения кокса.

После тушения кокс подается на рампу, а затем с помощью транспортера передается на сортировку, где отбирается несколько сортов кокса (крупность кусков доменного кокса не менее 25 мм).

Общий выход кокса составляет 73-78% веса сухого угля, выход металлургического кокса – 94-95% общего выхода (Рис. 2).

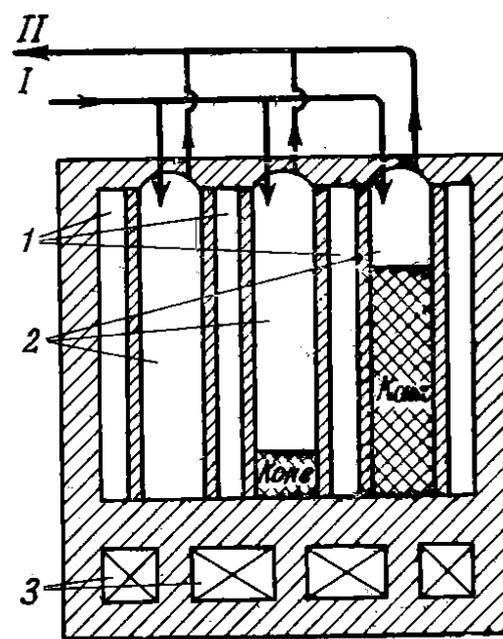


Рис.2. Схема батареи коксовой печи

Fig. 2. Driving coke oven battery

1. нагревательные простенки; 2. коксовые камеры; 3. регенераторы;

АНАЛИЗ ПУБЛИКАЦИЙ, МАТЕРИАЛОВ, МЕТОДОВ

Аппараты мокрой очистки газов нашли широкое применение в промышленности, т.к. характеризуются высокой степенью очистки от мелкодисперсных примесей с $d_{40} > (0,3-1,0)$ мкм, а также возможностью очистки от пыли горячих и взрывоопасных газов [1,12].

Мокрые пылеуловители имеют ряд преимуществ:

- могут быть применены для очистки газов от частиц размером до 0,1 мкм,
- отличаются сравнительно небольшой стоимостью и более высокой эффективностью улавливания взвешенных частиц по сравнению с сухими механическими пылеуловителями,
- могут эффективно использоваться при высокой температуре и повышенной влажности газов,

при опасности возгорания и взрывов очищенных газов, а также в качестве смесительных теплообменников [2,3].

Процесс мокрого пылеулавливания основан на контакте запыленного газового потока с жидкостью, которая захватывает взвешенные частицы и уносит их из аппарата в виде шлама. Метод мокрой очистки газов от пыли считается достаточно простым и в то же время весьма эффективным способом обеспыливания [21].

Однако мокрые пылеуловители обладают рядом недостатков, ограничивающих область их применения: образование в процессе очистки шлама, что требует специальных систем для его переработки; вынос влаги в атмосферу и образование отложений в отводящих газоходах при охлаждении газов до температуры точки росы; необходимость создания оборотных систем подачи воды-пылеуловитель. Кроме того, в случае очистки агрессивных газов аппаратуру и коммуникации необходимо защищать антикоррозионными материалами [11].

Аппараты мокрой очистки работают по принципу осаждения частиц пыли на поверхность либо капель жидкости, либо пленки жидкости. Осаждение частиц пыли на жидкость происходит под действием сил инерции и броуновского движения.

Силы инерции действуют на частицы пыли и капли жидкости при их сближении. Эти силы зависят от массы капель и частиц, а также от скорости их движения: Частицы пыли малого размера (менее 1 мкм) не обладают достаточной кинетической энергией и при сближении обычно огибают капли и не улавливаются жидкостью. Броуновское движение характерно для частиц малого размера. Для достижения высокой эффективности очистки газа от частиц примесей за счет броуновского движения необходимо уменьшить скорость движения газового потока в- аппарате [20].

Кроме этого на процесс осаждения, влияют: турбулентная диффузия, взаимодействие электрически заряженных частиц, процессы конденсации, испарения и др. Во всех случаях очистки газа в мокрых пылеуловителях важным фактором является, смачиваемость частиц жидкостью (чем лучше смачиваемость, тем эффективнее процесс очистки) [4,6].

В зависимости от применяемого давления аппараты бывают: вакуумные, атмосферные, работающие под давлением выше атмосферного.

Скрубберы делятся на два типа: тарельчатые и насадочные. Выбор типа аппарата зависит от технологических требований к процессу и его экономических показателей.

Насадочные абсорберы незаменимы при проведении процесса в условиях разряжения, поскольку их гидравлическое сопротивление самое низкое. Они предпочтительнее также для обработки коррозионных сред и пенящихся жидкостей.

Тарельчатые аппараты удобны для крупнотоннажных производств при относительно малых

расходах жидкости, недостаточных для равномерного смачивания насадки. А также для процессов, сопровождающихся колебаниями температуры, так как периодическое расширение и сжатие корпуса может разрушить хрупкую насадку. На тарелках проще установить змеевики для подвода и отвода теплоты. Они также применяются при обработке потоков с твердыми примесями или при выделении твердого осадка [5].

В зависимости от способа организации поверхности контакта фаз и принципа действия мокрые пылеуловители можно подразделить на следующие группы [8]:

- полые форсуночные скрубберы (оросительные устройства, промывные камеры),
- насадочные скрубберы (орошаемые волокнистые фильтры),
- барботажные и пенные аппараты (тарельчатые скрубберы),
- скрубберы с подвижной насадкой,
- аппараты ударно-инерционного действия,
- центробежные скрубберы (циклоны с мокрой пленкой),
- скоростные аппараты (Вентури),
- эжекторные скрубберы,
- механические скрубберы (Рис. 3).

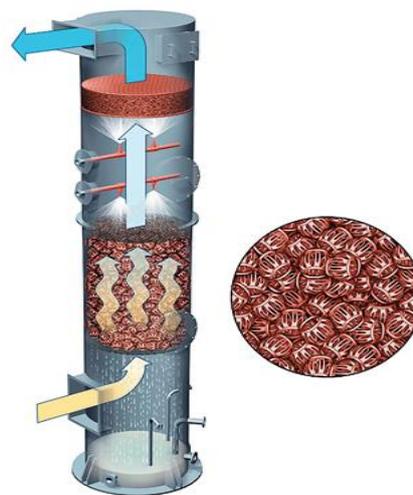


Рис. 3. Башня с насадкой
Fig. 3. Tower with a nozzle

ЦЕЛЬ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЙ

Ранние конструкции скрубберов имели, в отличие от новых типов, повышенную энергоемкость и недостаточно высокую степень очистки фенолов из коксового газа. Как, например, способ улавливания фенолов из газа путем орошения в двух последовательно соединенных барботажных колоннах в противотоке надсмольной воды [10, 13, 16].

Сущность процесса заключается в следующем: коксовый газ, содержащий фенолы в среднем в количестве 200 мг/м^3 , подвергается орошению цир-

кулирующей водой в скруббере, после чего поступает на дальнейшую очистку и обогрев коксовых батарей. а вода после очистки вода возвращается в оборотный цикл на орошение. Расход циркулирующей воды контролируется расходомером [7, 9].

Для решения проблемы повышения эффективности эксплуатации, снижения энергоемкости, повышения степени очистки газа, с целью повышения поверхности контакта рабочей среды модифицировали виды насадок и тарелок, а также начали вторично использовать абсорбирующую жидкость. В результате необходимо в расчет количества подаваемой воды внести необходимые поправки, что приведет к следующему виду выражения:

$$Q_{\text{ж}} = K \cdot Q_{\text{г}} \frac{C_{\text{исх}}}{C_{\text{ост}}},$$

где: $Q_{\text{ж}}$ – количество воды, подаваемой на орошение,

$Q_{\text{г}}$ – количество очищаемого газа,

$C_{\text{исх}}$ – исходная концентрация фенолов в газе,

$C_{\text{кон}}$ – конечная концентрация фенолов в газе,

K – $(1,6-5,8) \times 10^{-5}$, коэффициент характеризующий влияние температуры воды на процесс улавливания фенола.

Отличительной чертой данной инновации является то – что возможно регулировать степень очистки газа, за счет подачи определенного количества воды со строго заданной остаточной концентрацией фенолов. Что исключает перерасход воды и снижает энергоемкость процесса. В данном случае вода, после использования её в скруббере с сорбированными в ней фенолами поступает на очистку до остаточного содержания в ней фенолов на уровне 0,1-0,5 мг/л.

Данная проблема может быть решена за счет использования металлической насадки с просечно-вытяжными ромбовидными отверстиями, размеры которых выбраны из условий стойкого поддержания стабильной жидкостной пленки. Каждый последующий ярус насадки устанавливается с поворотом на 45° относительно предыдущего, перед каждым ярусом насадки установлена газораспределительная тарелка.

Задачу настоящих исследований составил технологический расчет скруббера с предложенной насадкой.

ОСНОВНОЙ РАЗДЕЛ

Для новой конструкции скруббера, был использован совершенной иной вид насадки – металлическая протяжно-вытяжная (ПВ) сетка с ромбовидными отверстиями, которую собирают в блоки (рис. 1.3), из которых формируют насадку по всему диаметру аппарата.

Листы ПВ сетки, квадратной формы, расположены на расстоянии 24 мм друг от друга, в блоке находится 26 листов. Размеры грани листа ПВ 650

мм. Параметры данной насадки: $a = 72 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,87 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $\rho = 158,4 \text{ кг}/\text{м}^3$, $d_s = 0,049 \text{ м}$. (Рис. 4).

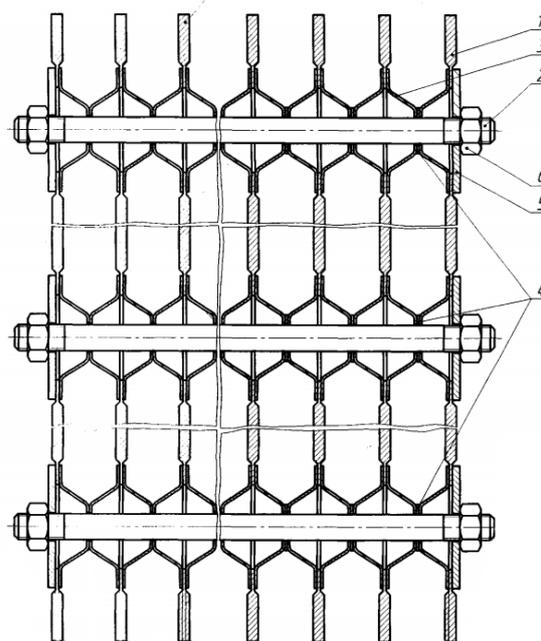


Рис. 4. Блок насадки из протяжно-вытяжной сетки
Fig. 4. Block the nozzle of a long, metal mesh

1 – лист протяжно-вытяжной сетки, 2 – шпилька, 3 – колпачок, 4 – шайба, 5 – шайба, 6 – гайка.

Температура поступающего газа 20°C и давление 0,113 МПа, температура на выходе 30°C и давление 0,11 МПа.

В скруббер поступает газ следующего состава (Табл.1).

Таблица 1. Состав поступающего газа
Table 1. The composition of the incoming gas

Состав:	кг/ч	м ³ /ч	
Сухой коксовый газ	4550	10000	
Водяные пары	120	150	
Углеводороды	155	41	
Сероводород	152	100	
Итого:	4977	10291	

Принимаем потери углеводородов с выходящим газом равными $V_{\text{п}} = 2 \text{ г}/\text{м}^3$ сухого газа, что составляет:

$$V_{\text{п}} = \frac{V_{\text{г}} \cdot Q_{\text{г}}}{1000},$$

где: $Q_{\text{г}}$ – расход сухого коксового газа, м³/ч, $V_{\text{п}}$ – потери углеводородов, г/м³:

$$V_{\text{п}} = \frac{10000 \cdot 2}{1000} = 20 \text{ кг}/\text{ч}.$$

Тогда степень улавливания:

$$\eta = \left(1 - \frac{V_{\Pi}}{V_{\text{УГ}}}\right) \cdot 100,$$

где: V_{Π} – потери углеводородов, кг/ч,
 $V_{\text{УГ}}$ – расход углеводородов в газе, кг/ч.

$$\eta = \left(1 - \frac{20}{155}\right) \cdot 100 = 87 \%$$

Количество поглощенных углеводородов:

$$G = V_{\text{УГ}} - V_{\Pi},$$

$$G = 155 - 20 = 135 \text{ кг/ч.}$$

Таким образом, из скруббера выходит (Табл. 2):

Таблица 2. Состав выходящего газа.

Table 2. The composition of the exhaust gas

Состав:	кг/ч	м ³ /ч
Сухой коксовый газ	4550	10000
Водяные пары	120	150
Углеводороды	20	5
Сероводород	152	100
Итого:	4842	10255

Фактическое содержание углеводородов в поступающем газе:

$$a_1 = \frac{1000 \cdot G \cdot T_0 \cdot P}{Q_{\text{общ}} \cdot T_{\text{вх}} \cdot P_0},$$

где: G – количество поглощенных углеводородов, кг/ч,

$Q_{\text{общ}}$ – общий расход поступающего газа, м³/ч,

T_0 – стандартная температура, $T_0 = 273$ °К,

P_0 – стандартное давление, $P_0 = 0,1014$ МПа,

P – давление в аппарате,

$T_{\text{вх}}$ – температура поступающего газа.

$$a_1 = \frac{155 \cdot 1000 \cdot 273 \cdot 0,113}{10291 \cdot 303 \cdot 0,1014} = 15,6 \text{ г/м}^3,$$

и в выходящем газе:

$$a_2 = \frac{1000 \cdot V_{\Pi} \cdot T_0 \cdot P_{\text{ВЫХ}}}{Q_{\text{общ}} \cdot T_{\text{ВЫХ}} \cdot P_0},$$

где: $P_{\text{ВЫХ}}$ – давление газа после скруббера, 0,11 МПа,

$T_{\text{ВЫХ}}$ – температура газа после скруббера, 303 К.

$$a_2 = \frac{20 \cdot 1000 \cdot 273 \cdot 0,11}{10291 \cdot 303 \cdot 0,1014} = 1,91 \text{ г/м}^3.$$

Максимальное содержание углеводородов в поступающем масле определяем по уравнению, справедливому для небольших концентраций:

$$C_{1\text{max}} = 2,24 \frac{a_2 \cdot P_2}{p_{\text{сф}} \cdot M_{\Pi}} \%,$$

где: a_2 – содержание углеводородов в выходящем газе, г/м³,

P_2 – давление газа на выходе из скрубберов, 0,113 МПа,

M_{Π} – молекулярная масса поглотителя, $M_{\Pi} = 170$,

$P_{\text{сф}}$ – упругость паров углеводородов над поступающим маслом, мм рт. ст. при $t = 30$ °С.

Для определения упругости углеводородов над поступающим маслом принимаем следующий состав сырого фенола: фенола 73%, толуола 13%, хинолина 10%, воды 4%.

Для расчета принимаем условно состав сырого фенола в обезфеноленном масле равным составу получаемого сырого фенола.

Упругость компонентов сырого фенола при 30 °С равна, мм рт. ст. (Табл. 3).

Таблица 3. Упругость компонентов сырого фенола
 Table 3. Elastic components of the crude phenol

Фенол	125,6
Толуол	39,5
Хинолин	34
Вода	4,25

Средняя молекулярная масса сырого фенола определяется по формуле:

$$M_{\text{сф}} = \frac{100}{\frac{\%_{\phi}}{M_{\phi}} + \frac{\%_{\tau}}{M_{\tau}} + \frac{\%_{\chi}}{M_{\chi}} + \frac{\%_{\text{в}}}{M_{\text{в}}}},$$

где: $\%_{\chi}$, $\%_{\text{в}}$ – процентные доли компонентов,

M_{ϕ} , M_{τ} , M_{χ} , $M_{\text{в}}$ – молекулярные массы компонентов.

$$M_{\text{сф}} = \frac{100}{\frac{73}{94} + \frac{13}{92} + \frac{10}{130} + \frac{4}{18}} = 82.$$

Молярные доли компонентов в сыром феноле:

$$x_i = \frac{\%_i \cdot M_{\text{сф}}}{M_i \cdot 100},$$

$$x_{\phi} = \frac{73 \cdot 82}{94 \cdot 100} = 0,56,$$

$$x_{\tau} = \frac{13 \cdot 82}{92 \cdot 100} = 0,1,$$

$$x_{\chi} = \frac{10 \cdot 100}{130 \cdot 100} = 0,06,$$

$$x_{\text{в}} = \frac{4 \cdot 82}{18 \cdot 100} = 0,16.$$

Тогда упругость углеводородов при 30 °С будет равна:

$$p_{\text{сф}} = \sum x_i p_i,$$

$$p_{\text{сф}} = 0,56 \cdot 125,6 + 0,1 \cdot 39,5 + 0,06 \cdot 34 + 0,16 \cdot 4,25 = 77 \text{ мм рт. ст.} = 0,01 \text{ МПа},$$

Таким образом, максимальное содержание фенольных углеводородов в поступающем масле равно:

$$C_{1\text{max}} = 2,24 \frac{1,91 \cdot 0,113}{0,01 \cdot 170} = 0,3 \%$$

Действительное содержание C должно быть менее равновесного для создания движущей силы абсорбции вверх скруббера и равно:

$$C_1 = \frac{C_{1\text{max}}}{n},$$

где: n – коэффициент сдвига равновесия, равный 1,1 – 1,2. Принимаем $n = 1,2$:

$$C_1 = \frac{0,3}{1,2} = 0,224.$$

Максимальное содержание углеводов в выходящем из скруббера масле при условии равновесия внизу скруббера определяется по уравнению:

$$C_{2max} = 2.24 \frac{a_1 \cdot P_1}{p_{сф} \cdot M_{II}},$$

$$C_{2max} = 2.24 \frac{15,6 \cdot 0,113}{0,01 \cdot 170} = 2,27 \%$$

Для сдвига равновесия внизу абсорбции принимаем коэффициент сдвига равновесия $n=1,5$:

$$C_2 = \frac{C_{2max}}{n},$$

$$C_2 = \frac{2,27}{1,5} = 1,51.$$

Минимальное количество поглотителя определяется по формуле:

$$L_{min} = \frac{G}{C_{2max} - C_1} \cdot 100,$$

$$L_{min} = \frac{540 \cdot 100}{2,27 - 0,224} = 26441 \text{ кг/ч.}$$

Действительное количество поглотителя составит:

$$L = \frac{G}{C_2 - C_1} \cdot 100,$$

$$L = \frac{135 \cdot 100}{1,51 - 0,224} = 10491 \text{ кг/ч.}$$

Таким образом, в поступающем масле содержится фенольных углеводов:

$$V_{уг.м} = \frac{L \cdot C_1}{100},$$

$$V_{уг.п.м} = \frac{10491 \cdot 0,224}{100} = 23 \text{ кг/ч,}$$

и в выходящем:

$$V_{уг.в.м} = \frac{10491 \cdot 1,51}{100} = 158 \text{ кг/ч.}$$

Следовательно, поглощается маслом:

$$V_{погл.м} = V_{уг.в.м} - V_{уг.п.м},$$

$$V_{погл.м} = 158 - 23 = 135 \text{ кг/ч.}$$

Материальный баланс скруббера, кг/ч (Табл. 4).

Таблица 4. Материальный баланс скруббера.

Table 4. Material balance scrubber.

	Приход, кг/ч	Расход, кг/ч
Коксовый газ	4977	4842
Поглотительное масло	10491	10491
Углеводороды	23	158
Итого:	15491	15491

ВЫВОДЫ

Таким образом, такая конструкция скруббера намного эффективнее, в плане эксплуатации. Вместо трех скрубберов, с деревянными хордовыми насадками, достаточно одного скруббера предложенной конструкции, при сохранении производительности и эффективности. За счет замены деревянной насадки на металлическую с просечно-вытяжными ромбовидными отверстиями, удалось

увеличить площадь контакта коксового газа с улавливающей жидкостью, так как толщина металлической насадки значительно меньше деревянной, то это позволило в поперечном сечении увеличить контактную площадь газа и жидкости. Установка следующего слоя насадок, с поворотом на 45°, заставляет реагирующие потоки разбиться на более мелкие потоки, что также увеличивает площадь и время контакта за счет увеличения гидравлического сопротивления потокам газам и жидкости при их прохождении через повернутые насадки. Газораспределительные тарелки также несут функцию равномерного и стабильного орошения насадок, за счет патрубков пропуска газов и переливных устройств с распределительными тарелками.

Данные изменения конструкции позволили уменьшить количество скрубберов с трех до одного, сократить количество используемой поглощающей жидкости, затраты на оборудование и его обслуживание. К тому же равномерное омывание всей насадки поглощающей жидкостью обеспечивает эффективность эксплуатации скруббера, что улучшает не только массообменные процессы, а и способствует меньшему зарастанию насадок.

ЛИТЕРАТУРА

1. Алексеев В., Булкин В., Поникаров И., Галлеев А., 1987. Аппараты вихревого типа, применяемые для мокрой очистки газов. - Казань, - 22.
2. Алиев А., 1986. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов. - Metallurgia, - 320.
3. Андоньев С., Филиппев О., 1979. Пылегазовые выбросы предприятий черной металлургии. - М.: Metallurgia, - 60.
4. Апостолов С., 2005. Промышленная экология - 474.
5. Ветошкин А., 2005. Процессы и аппараты пылеочистки. Учебное пособие. - Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, - 210.
6. Диденко В., Малахова Т., 2002. Совершенствование методов и средств жизнеобеспечения, пожарной безопасности и охраны окружающей среды., - 4.
7. Дытнерский Ю., 1991. Основные процессы и аппараты химической технологии - Пособие по проектированию. М.: Химия, - 496.
8. Козлова С. и др., 2007. Оборудование для очистки газов промышленных печей. Красноярск. - 156.
9. Коробчанский И., Кузнецов М., 1972. Расчеты аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования. М.: Metallurgia, 2-е изд., 296.
10. Лашинский А., Толчинский А., 1970. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры - Справочник. Л.: Машиностроение.

11. Лацинский А., 1981. Конструирование сварных химических аппаратов -Справочник. Л.: Машиностроение.
12. Николаева Г., 2005. Массообменные процессы: Учебное пособие. – Улан-Удэ: изд-во ВСГТУ,. – 238.
13. Редько А., Капцов И., 2014. Пеногенератор высокократных пен для очистки газопроводов под давлением.// MOTROL. Commission of motorization and energetic in agriculture. – Lublin: Polish Academy of sciences - vol. 16, No 16.– 101 – 108.
14. Редько А., Бабенко Е., 2014, Гидратообразование в газовом эжекторе.// MOTROL. Commission of motorization and energetic in agriculture. – Lublin: Polish Academy of sciences - vol. 16, No 16. – 19 – 26.
15. Шаприцкий В., 1965. Очистка от загрязнений воздуха в металлургии. - М.: Металлургия. - 232.
16. Dermot R., 2010. Advanced power plant materials, design and technology Oxford, Cambridge, New Delhi, 446.
17. Santa C., Agilent Technologies, Agilent Gas Clean Filter System 2013. – 50.
18. Sakura G., Andrew Y., 2015. Experimental Study of Particle Collection Leung. – 5.
19. Sebastian B., 2009. Cyclone Separators; Physics behind them and how they work. Specialization Course December 2012. – 18.
20. Zwart R., 2009. Gas cleaning downstream biomass gasification.– 65.

CLEANING OF EMISSIONS FROM COKE OVENS
AT
SCRUBBER PACKED TYPE

Summary. The results of theoretical research of new design scrubber expanded - exhaust nozzle

Key words: scrubber nozzle, gas cleaning, coke oven gas, cyclones.