

ОЦЕНКА ЭКСПЛУАТАЦИОННОЙ ГИБКОСТИ ОСНОВНЫХ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ КОКСОВОГО ГАЗА© Л.П. Банников¹*Государственное предприятие «Украинский государственный научно-исследовательский углехимический институт (УХИИ)» 61023, г. Харьков, ул. Веснина, 7, Украина*¹ Банников Леонид Петрович, канд. техн. наук, зав. химическим отделом, e-mail: ukhinbannikov@gmail.com

В статье проанализирована гибкость технологий, задействованных в процессе подготовки коксового газа к энергетическому использованию на коксохимических предприятиях. Рассмотрены стадии первичного и конечного охлаждения коксового газа, улавливания аммиака, бензольных углеводородов, сероводорода, а также сопутствующие процессы, оказывающие влияние на качество очистки. Выбраны наиболее критичные технологии, обладающие пониженной гибкостью к изменению состава и количества перерабатываемого коксового газа. Показана возможность достижения потенциальных преимуществ с увеличением гибкости технологических процессов.

Ключевые слова: гибкость технологического процесса, охлаждение коксового газа, улавливание химических продуктов коксования, варьирование объема и состава газа.

Производительность коксового цеха и состав шихты на коксохимическом предприятии зависит от условий рынка и текущих требований потребителей к качеству и объему выработки товарного кокса [1]. Как следствие, персонал химических цехов постоянно сталкивается с колебаниями обрабатываемого объема газа и его состава.

Объем образующегося газа в камерах коксования зависит от графика выдачи печей, колебаний состава шихты, полноты загрузки печей. Поступление газа на переработку увеличивается при загрузке печей шихтой и постепенно уменьшается в промежутках между загрузками. Кроме того, на вариации объема коксового газа, поступающего на обработку в химических цехах, влияют отклонения от нормального режима транспортировки: образование осадков на отдельных участках или в аппаратах газопровода, аварийное засасывание воздуха через неплотности, накопление конденсата в газопроводе. Регулировку транспортирования газа производит таким образом, чтобы режим отсасывания газа полностью соответствовал интенсивности газовыделения.

В последнее время на отдельных предприятиях вынужденно используется режим неполной производительности коксового цеха. В то же время, ситуативно может возникнуть необходимость увеличения объемов производства до максимально возможных значений. В таких случаях необходимо учитывать гибкость основных технологических процессов к вариациям объема и состава коксового газа.

В первую очередь предпочтительнее корректировать технологический процесс посредством изменения режима и условий эксплуатации, а затем уже прибегать к дорогостоящему перевооружению и ликвидации «узких мест» технологического оборудования. Вынужденная замена оборудования, в свою очередь, должна быть экономически оправданной и удовлетворять требования к качеству продукции.

Конечно, гибкость технологического процесса закладывается техническим заданием заказчика и обеспечивается проектировщиками еще на самой ранней стадии проектирования. Существует опасность заложить слишком широкий диапазон изменения входных параметров, что приводит к неоправданным капиталовложениям. Иногда целесообразней заложить узкий диапазон основных параметров, но с предположительным планом мероприятий по модернизации оборудования на случай трансформации входных параметров. Подчас изменения, например, состава очищаемого газа, становятся известными еще на стадии рабочего проектирования и принимаемые решения могут быть безболезненно скорректированы.

На коксохимических предприятиях Украины имеется широкий спектр технологических процессов и оборудования. Например, в эксплуатации находятся морально устаревшие процессы улавливания сероводорода по мышьяково-содовому методу без АСУТП, и в то же время осваиваются цеха моноэтаноламиновой (МЭА) сероочистки с высокой степенью автоматизации управления. Практически каждое предприятие имеет свой тип бензольного и серного скрубберов: от тарельчатых и безнасадочных, до насадочных с самой высокой удельной поверхностью на

единицу объема (например, «Зульцер Хемтех»). В такой ситуации необходим поиск общих принципов устранения ограничений и методов повышения гибкости технологических процессов, особенно в условиях повышения цен на сырье и энергоресурсы.

Способность технологии «приспосабливаться» к изменениям входных параметров формируется при проектировании. Так, колебания объема коксового газа при выборе производительности аппаратов учитываются коэффициентом повышения расчетных данных, который составляет для ПГХ и нагнетателей 1,15, а для остальной технологической аппаратуры газового тракта улавливания – 1,07. Количество резервного оборудования для газового потока от двух батарей обычно принимают следующим: ПГХ – 1 шт, КГХ – 1 шт, сатуратор или аммиачный абсорбер – 1 шт. Следовательно, производительность сероочистных и безольных установок является наиболее чувствительной к изменению количества и состава обрабатываемого коксового газа.

Процессы первичного охлаждения и улавливания аммиака больше подвержены влиянию состава и примесей коксового газа.

Моноэтаноламинная сероочистка

В зависимости от содержания сероводорода и CO_2 в очищаемом газе в процессе эксплуатации сероочистки постоянно необходимо корректировать расход поглощительного раствора на скруббер. Сложность управления МЭА-установкой состоит в учете влияния одновременно нескольких факторов, определяющих расход раствора. Для учета влияния параметров на расход раствора были обработаны методом множественной регрессии имеющиеся методики расчета процессов абсорбции-регенерации МЭА-процесса [2, 3]. Количество расчетов в форме электронных таблиц Excel составило 99 шт. Переменные регрессионной модели изменяются в пределах режимных значений отечественных установок (табл. 1).

Таблица 1

Переменные и целевые функции процесса абсорбции H_2S МЭА-поглотителем

Наименование	Обозначение	Пределы варьирования
Объем очищаемого газа, тыс. м ³ /час	X_1	30÷65
Содержание H_2S в прямом газе, г/м ³	X_2	6,0÷11,0
Температура коксового газа на очистку от H_2S , °С	X_3	28÷36
Содержание свободного МЭА в регенерированном растворе, %	X_4	7÷12
Содержание CO_2 в регенерированном растворе, г/дм ³	X_5	5,0÷15
Содержание H_2S в регенерированном растворе, г/дм ³	X_6	0,01÷0,2
Расход раствора, м ³ /час, необходимый для обеспечения содержания H_2S в обратном газе 0,3 г/м ³	Y_1	20÷200

Целевая функция Y_1 определялась с изменением переменных по заданной матрице. При расчете принималось, что температура регенерированного раствора выше температуры коксового газа на 5 °С.

Результаты регрессионной обработки показали, что количество раствора, необходимое для улавливания сероводорода до остаточной концентрации 0,3 г/м³, может быть выражено следующим уравнением множественной регрессии с коэффициентом детерминации $R^2 = 0,98$:

$$Y_1 = -123,706 + 2,79802 \times X_1 + 15,3854 \times X_2 - 1,84141 \times X_3 + 20,3803 \times X_4 - 0,98278 \times X_5 - 15,7025 \times X_6 - 2,3936 \times 10^7 \times (X_1 \times X_2)^3 - 2,17529 \times X_2 \times X_4 + 0,000795345 \times (X_2 \times X_3)^2 - 0,42153 \times (X_1 \times X_4)^{0,9} + 1,2462 \times 10^{-7} \times (X_1 \times X_5)^3 + 0,000513719 \times (X_1 \times X_6)^4 \quad (1)$$

Анализ полученного уравнения показывает, что количество необходимого раствора линейно зависит от количества сероводорода в очищаемом газе. Кроме

того, эффективность очистки существенно зависит от степени отдувки диоксида углерода, как наиболее сильной абсорбируемого кислого компонента (рис. 1). На левой оси диаграммы приводится концентрация CO_2 в регенерированном растворе, которая определяет (при соответствующих уровнях содержания H_2S) плотность орошения абсорбера, необходимую для очистки коксового газа до остаточного содержания H_2S на уровне 0,3 г/м³.

Из проведенных расчетов видно, что в исследуемом диапазоне входных параметров уровень содержания CO_2 в регенерированном растворе определяет требуемый объем регенерированного раствора в более широком диапазоне, чем содержание сероводорода в очищаемом газе. Это позволяет достичь практически полного извлечения CO_2 , что и отражает ключевое отличие МЭА-процесса от прочих способов сероочистки коксового газа.

Если бы возникла необходимость увеличения производительности МЭА-установок, то наиболее рациона-

льным способом было бы повышение концентрации МЭА в рабочем растворе вплоть до 30 % с добавкой ингибиторов коррозии, либо использование аминного поглотителя с более высокой сероёмкостью [4].

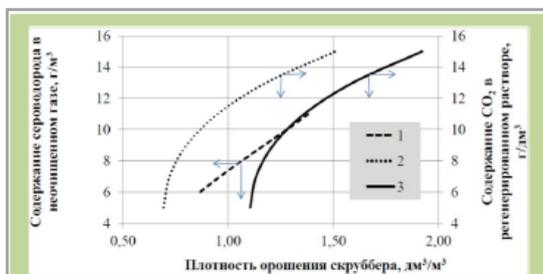


Рис. 1 Зависимость плотности орошения серного абсорбера (ось x) от содержания сероводорода в очищаемом газе; зависимость плотности орошения от содержания CO_2 в регенерированном растворе (при содержании H_2S в очищаемом газе 6 г/м^3 и 10 г/м^3). 1 – содержание CO_2 в растворе 10 г/дм^3 ; 2 – содержание H_2S в очищаемом газе 6 г/м^3 , 3 – содержание H_2S в очищаемом газе 10 г/м^3 . График приведен для $X_3 = 32 \text{ }^\circ\text{C}$, $X_4 = 8 \%$, $X_6 = 0,1 \text{ г/дм}^3$

Узлом, наиболее чувствительным к вариациям количества и состава очищаемого коксового газа в условиях резкого снижения доли украинских углей в сырьевой базе коксования оказывается установка по переработке кислых газов МЭА-очистки. Главной причиной этого является неполная загрузка установки основным технологическим источником тепла (тепловые эффекты химических превращений сероводорода на стадиях сжигания, конверсии и конденсации паров серной кислоты). Минимально допустимым уровнем критического понижения содержания сероводорода в очищаемом коксовом газе и его объема может служить следующее приближенное выражение:

$$\frac{V_{\text{H}_2\text{S}} \times q_{\text{H}_2\text{S}} + V_{\text{HCN}} \times q_{\text{HCN}}}{V_m} \geq Q_{\text{мин}} \quad (2),$$

где $V_{\text{H}_2\text{S}}$, V_{HCN} – «критические» объемы соответствующих кислых газов, поступающих в печь-котел; $q_{\text{H}_2\text{S}}$, q_{HCN} – теплота сгорания соответствующих газов; V_T – геометрический объем топки; $Q_{\text{мин}}$ – минимальная проектная теплонпряженность топочного пространства. Из уравнения следует, что если имеется возможность снизить V_T за счет отключения одного из аппаратов, то минимально допустимое количество кислых газов повышается. Это иллюстрирует преимущество работы двух технологических ниток «мокрого» катализа над одной ниткой удвоенной производительности.

Так как приход тепла от сгорания H_2S в топку печи котла сбалансирован с тепловыми потоками контактного аппарата и узла абсорбции-конденсации получаемой серной кислоты, приведенный выше критерий может служить обобщающим для всей установки производства серной кислоты. Недостаточное количество тепла, поступающего в сернокислотную установку, приводит к понижению эффективности производства пара в контактном аппарате, вплоть до нарушения работоспособности. Дефицит тепла при орошении кислотной башни сопровождается низкой концентрацией получаемой серной кислоты. На установках выделения серной кислоты с трубчатыми конденсаторами (ВСА) для восстановления проектного режима конденсации необходимо пропорционально снизить расход охлаждающего воздуха, однако он ограничивается минимальной производительностью воздухоудувки. В результате происходит снижение температуры нагреваемого воздуха в конденсаторе, при этом недостаточно высокая температура смеси отходящего газа с нагретым на конденсаторе воздухом способствует конденсации паров кислоты после смешения. В результате соответствующий участок газохода работает в агрессивно-коррозионных условиях, что приводит к уменьшению межремонтного периода эксплуатации.

Таким образом, снижение объема обрабатываемого коксового газа и концентрации сероводорода ниже критических величин, определяемых по формуле (2), приводят к уменьшению вырабатываемого тепла при производстве кислоты на стадиях горения, конверсии и конденсации. Для компенсации дефицита тепла на отечественных сернокислотных установках дополнительно сжигают соответствующее количество коксового газа.

Вакуум-карбонатная установка

По сравнению с МЭА-установками поглотительный раствор вакуум-карбонатной (ВК) сероочистки обладает более низкой сероёмкостью. По этой причине колебания содержания сероводорода на входе, видимо, требуют корректировки объема поглотительного раствора, поступающего на серные абсорберы, в более широком диапазоне. В этом случае использование абсорберов с узким рабочим диапазоном производительности нецелесообразно.

Для численной проверки предположения, пользуясь имеющимися методиками расчета рассматриваемого процесса [5, 6], выполнили серию автоматизированных расчетов процесса абсорбции сероводорода поглотительным раствором вакуум-карбонатной сероочистки. В результате получили регрессионное уравнение зависимости содержания сероводорода в очищенном коксовом газе от основных параметров (табл. 2) абсорбции:

$$Y = -0,3808 + 18,42168 \times X_1^{-1} + 0,02761 \times X_2 - 0,12025 \times X_3^3 + 0,001764 \times X_4^3 + 0,0030288 \times X_5 - 0,00491 \times X_6 - 0,31645 \times (X_1 \times X_3)^{-1} + 2 \times 10^{-13} \times (X_2 \times X_6)^5 + 0,000342 \times (X_2 \times X_3 \times X_6)^{1,5} - 0,02309 \times (X_2 \times X_4)^{0,8},$$

$$(R^2 = 0,983) \quad (3)$$



Рис. 2 Зависимость плотности орошения серного скруббера для поглотительных растворов МЭА- и ВКС-сероочисток от содержания сероводорода в очищаемом газе

На рис. 2 приводится сравнение зависимостей плотности орошения скрубберов для МЭА- и ВКС-сероочисток от содержания сероводорода в очищаемом газе. Параметры МЭА-очистки взяты из условий расчета рис. 1, параметры ВКС приняты следующими: $X_1 = 35$ г/дм³; $X_2 = 29$ г/дм³; $X_3 = 0,25$ г/дм³; $X_5 = 30$ °С.

Выполненные расчеты показывают, что удельный расход поглотительного раствора вакуум-карбонатной сероочистки (при колебании содержания H_2S в очищаемом газе в диапазоне 6-11 г/м³) должен изменяться примерно в четыре раза больше, чем для МЭА-процесса. В связи с этим, применение в качестве массообменных устройств пакетов крупнодырчатых провальных тарелок в серных скрубберах ВКС-сероочистки целесообразно только при постоянной нагрузке как по газу, так и по содержанию сероводорода.

На первый взгляд, замена ранее применявшейся хордовой деревянной насадки для скрубберов диаметром 6,0 м решетчатыми (крупнодырчатыми) тарелками представляется экономичным и оптимальным решением, поскольку они не подвержены зарастанию или забиванию отверстий отложениями [7]. Однако гидравлическое сопротивление скрубберов с решетчатыми тарелками и глубина очистки коксового газа стабильны только в узком диапазоне. Один из недостатков решетчатых тарелок провального типа – чувствительность к изменению расходов паровой и жидкой фаз, причем рабочая производительность их должна отклоняться от расчетной не более чем на 25 % [9]. Поэтому удельный расход электроэнергии на перекачку раствора в таких скрубберах увеличивается при снижении содержания сероводорода в очищаемом газе.

Таблица 2

Параметры регрессионной модели процесса абсорбции сероводорода поглотительным раствором вакуум-карбонатной сероочистки

Пределы изменения переменных	Содержание Na_2CO_3 в регенерированном растворе, г/дм³	Содержание $NaHCO_3$ в регенерированном растворе, г/дм³	Содержание H_2S в регенерированном растворе, г/дм³	Плотность орошения серного скруббера, дм³/м³	Средняя температура газа и раствора, °С	Содержание H_2S в газе до очистки, г/м³	Содержание H_2S в газе после очистки, г/м³
	X_1	X_2	X_3				
Переменные							Целевая функция
Мин.	28,2	9,5	0,1	2,4	16,5	4,2	расчетн.
Макс.	41,4	35,1	1,2	4,9	39,5	15,8	расчетн.

В последних проектах установок вакуум-карбонатной сероочистки Гипрококсом применяются просечно-вытяжные насадки [8], что позволяет расширить диапазон орошения серных абсорберов. Предел увеличения плотности орошения абсорбера в таком случае ограничивается пропускной способностью по газу, и может быть определен по уравнению расчета фиктивной скорости в точке захлебывания [9].

Несмотря на селективное извлечение сероводорода в присутствии CO_2 поглотительным раствором ВКС-сероочистки, согласно критерию (2), количество абсор-

бированных кислых газов определяет минимально необходимое количество тепла для нормального режима эксплуатации отделения «мокрого» катализа. Поэтому все присущие проблемы этого отделения, описанные выше, в той же мере касаются и цехов вакуум-карбонатной сероочистки коксового газа.

Мышьяково-содовая сероочистка

Установка мышьяково-содовой сероочистки комплектуется изолированными по раствору и параллельно подключаемыми по газу блоками, каждый из которых

включает, как правило, 1 абсорбер и 4 регенератора. В зависимости от количества очищаемого газа, эксплуатируется необходимое количество блоков. В связи с большим сроком эксплуатации данных установок, актуальной производственной задачей является поддержание в рабочем состоянии необходимого количества единиц оборудования.

Плотность орошения раствора на сечение скруббера (с деревянной хордовой насадкой) принимается в диапазоне 20-40 м³/м², что для аппарата диаметром 6,0 м соответствует объему поступающего раствора 565-1272 м³/ч. В связи с конструктивными особенностями насосного оборудования, форсунок и пр., регламентом ограничивается рабочий диапазон скруббера по раствору в пределах 900-1000 м³/ч.

Количество раствора, поступающего на абсорбцию сероводорода ($V_{p-ра}$), рассчитывают по формуле [10]:

$$V_{p-ра} = \frac{K \times V_G \times (C_{нач} - C_{кон}) \times K_{зап}}{C_{мышь}} \quad (4);$$

где K – отношение содержания мышьяка к сероводороду As_2O_3/H_2S , V_G – объем очищаемого газа, м³/ч; $C_{нач}$ и $C_{кон}$ – содержание сероводорода в коксовом газе до и после очистки; $C_{мышь}$ – содержание As_2O_3 в растворе, г/м³; $K_{зап}$ – коэффициент запаса.

В условиях традиционного режима очистки $As_2O_3/H_2S = 20$, $C_{мышь} = 10000$ г/м³; $K_{зап} = 1,25$, и для объема очищаемого газа 100 тыс. м³/ч расчетное количество раствора в зависимости от концентрации $C_{нач}$ изменяется линейно (рис. 3). С увеличением концентрации сероводорода (при неизменном количестве мышьяка в растворе) необходимо увеличение числа работающих блоков.

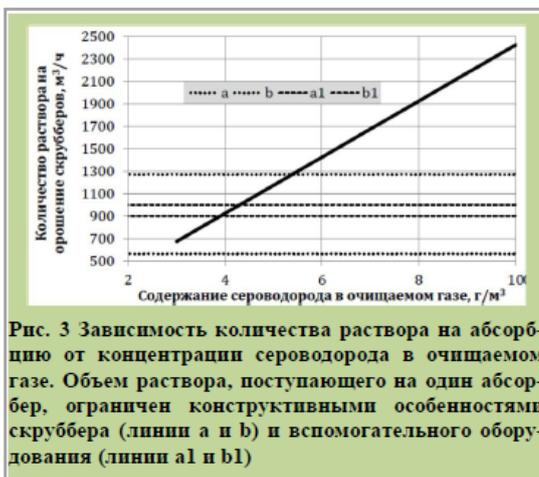


Рис. 3 Зависимость количества раствора на абсорбцию от концентрации сероводорода в очищаемом газе. Объем раствора, поступающего на один абсорбер, ограничен конструктивными особенностями скруббера (линии a и b) и вспомогательного оборудования (линии a1 и b1)

Блочная компоновка регенераторов позволяет также выдерживать необходимое время для регенерации рас-

вора в зависимости от концентрации мышьяка в растворе, например, 70-80 мин при концентрации мышьяка 15-16 г/дм³ и 45-50 мин при концентрации мышьяка в растворе менее 10 г/дм³. Количество воздуха, подаваемого в регенератор, пропорционально количеству улавливаемого сероводорода, с некоторым избытком кислорода от стехиометрии для обеспечения полноты протекания реакций регенерации. Однако нижний предел расхода воздуха не должен опускаться ниже 45-55 м³/ч на 1 м² сечения регенератора для обеспечения флотиремости серы [4].

Наибольшие трудности представляет соблюдение технологического режима в переходных условиях, т.е. при несоответствии производительности блока количеству очищаемого газа, что имеет место при недогрузке одного или нескольких блоков.

Гибкость процесса мышьяково-содовой сероочистки также определяется реагированием технологического режима процесса на существенное снижение концентрации сероводорода в очищаемом газе. В таком случае растут соотношения концентраций веществ-примесей (органические примеси, нафталин, цианистый водород) по отношению к содержанию сероводорода. Как следствие, повышается выход недоплава серы, увеличивается расход реактивов, смещается баланс тиосульфатов и тиоцианатов натрия в растворе, последнее отрицательно сказывается на потребительских свойствах реализуемой строительной добавки.

Повышение содержания полициклических ароматических углеводородов и смол выше 0,01 г/м³ вызывает окрашивание серы. Допустимое содержание нафталина в очищаемом газе составляет ниже 0,1 г/м³ [4]. Известно, что активность рабочего раствора снижается при добавке в раствор поглотительного масла, фенолятов натрия, фенола, бензола, пиридиновых оснований [11]. Такая чувствительность к загрязнениям установок мышьяково-содовой сероочистки требует повышенного внимания к работе бензольных отделений и устанавливаемых перед сероочисткой электрофильтров.

Бензольное отделение

Компенсация колебаний объема и состава коксового газа в бензольном отделении, как и в выше рассмотренных случаях, осуществляется расходом абсорбента. Расход поглотительного масла на орошение бензольных скрубберов определяется из условия межфазного равновесия в нижней части скруббера и принимается с запасом, исходя из принимаемого коэффициента сдвига равновесия [12]. Выход сырого бензола изменяется в пределах 0,75-1,2 % от коксующей шихты [13], практически зависит только от выхода летучих веществ из коксующей шихты, и не имеет линейной зависимости от температуры коксования. В связи с этим расход поглотительного масла на

абсорбцию бензольных углеводородов можно соотнести с массой коксующей шихты.

С другой стороны, увеличение расхода масла на скруббер на практике часто используется с целью компенсации неудовлетворительной работы отделения дистилляции или его недостаточного охлаждения. Поэтому желательно иметь соответствующий запас производительности оборудования.

Пользуясь ранее полученными зависимостями [14], допустимо показать, насколько эффективно можно компенсировать повышение степени дебензиации насыщенного масла и повышение температуры абсорбции увеличением расхода масла (рис. 4).

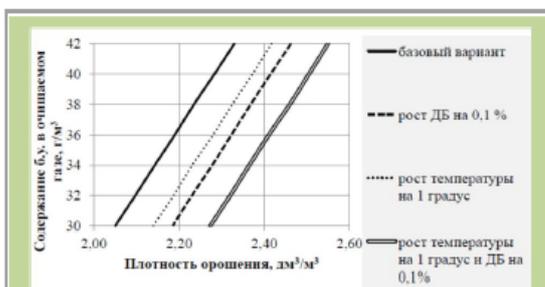


Рис. 4 Зависимость плотности орошения бензольных скрубберов от изменения содержания бензольных углеводородов (б.у.) в очищаемом коксовом газе (базовый вариант: температура абсорбции 32 °С; содержание отгона до 270 °С – 70 %; содержание б.у. в масле дебензене (ДБ) – 0,3 %; содержание б.у. в очищенном газе – 3,0 г/м³)

Процесс улавливания бензольных углеводородов также должен обладать устойчивостью по отношению к загрязнению коксового газа примесями. Для вывода нафталина из цикла оборотного масла предусматривается установка приколонка к дистилляционной колонне (нафталиновая колонна), для вывода смолистых веществ – колонна регенерации масла; для вывода газообразных растворяющихся в воде примесей (NH₃, H₂S, HCN) – сепаратор флегмы и сепаратор сырого бензола.

С одной стороны, необходимо повышать качество сырого бензола за счет ограничения содержания компонентов поглотительного масла, с другой – необходимо выводить нафталин, поглощаемый из коксового газа. Особенное значение имеет вывод нафталина при сбоях работы узлов первичного и конечного охлаждения коксового газа. В отечественных схемах дистилляции масла с применением рефлюкса нафталиновая колонна на практике используется редко. Во всех рекламируемых современных зарубежных технологиях [15, 16] предусматривается вывод

нафталина из укрепляющей части дистилляционной колонны.

Выводы

Технологический процесс может быть работоспособным при различных объемах и составах коксового газа. Критерием допустимых возмущений является сохранение показателей качества товарной продукции, приемлемый уровень эксплуатационных затрат и соблюдение экологических требований.

Надежность работы колонных аппаратов и их гибкое реагирование на изменение нагрузок позволяют исключить установку резервного оборудования.

Укрупнение аппаратов с целью увеличения производительности по перерабатываемому коксовому газу снижает металлоемкость и позволяет сократить не только капитальные, но и эксплуатационные затраты. Однако в ряде случаев все же необходимо устанавливать большее количество аппаратов (или технологических ниток) с меньшей единичной производительностью.

В соответствии с разнообразием технологических процессов, используемых на коксохимических предприятиях Украины, выполнен анализ технологической гибкости при колебании объема и состава обрабатываемого коксового газа.

Библиографический список

1. Попов Е.С. Угольная сырьевая база коксохимического производства ООО «МЕТИНВЕСТ ХОЛДИНГ»: состояние и перспективы развития / Е.С. Попов, В.П. Гаврилюк, Е.Т. Ковалев, П.Д. Дроздник, Н.Б. Бидоленко // УглеХимический журнал. – 2018. – № 1-2. – С. 3-10.
2. Семенова Т.А. Очистка технологических газов / Т.А. Семенова, И.Т. Лейтес, Ю.В. Аксельрод [и др.]. – М.: Химия, 1977. – 488 с.
3. Справочник азотчика. Т. 1. [Под ред. Е.Я. Мельникова]. – М.: Химия, 1967. – 494 с.
4. Kohl A.L. Gas purification / A.L. Kohl, R.B. Nielsen. – Houston, TX: Gulf Publishing Company, 1997. – 1395 p.
5. Литвиненко М.С. Очистка коксового газа от сероводорода / Михаил Семенович Литвиненко. – М.: Металлургиздат, 1959. – 308 с.
6. Mai K.L. Vapor liquid equilibria by radioactive tracer techniques system carbon dioxide – hydrogen sulfide – sodium carbonate – sodium bicarbonate – sodium sulfide – water / K.L. Mai, A.L. Babb // Ind. Eng. Chem. – V. 47. – 1955. – P. 1749-1757.
7. Грабко В.В. Современные теплообменные устройства для газовых аппаратов / В.В. Грабко, В.М. Ли, Т.А. Шевченко, М.А. Соловьев // УглеХимический журнал. – 2009. – № 3-4. – С. 97-101.

8. Грабко В.В. Особенности проектирования двухступенчатой очистки коксового газа от сероводорода вакуум-карбонатным методом / В.В. Грабко, А.Ф. Ярмошик, В.М. Ли, С.И. Зоря // Углехимический журнал. – 2009. – № 3-4. – С. 79-84.

9. Рамм В.М. Абсорбция газов / Виталий Максимович Рамм. – М.: Химия, 1976. – 656 с.

10. Егоров Н.Н. Очистка от серы коксового и других горючих газов / Н.Н. Егоров, М.М. Дмитриева, Д.Д. Зыков. – М.: Metallurgizdat, 1950. – 238 с.

11. Грумберг Л.Р. Изучение причин ухудшения активности рабочего раствора цеха сероочистки / Л.Р. Грумберг, М.И. Шетинина // Вопросы технологии улавливания и переработки продуктов коксования / Тематический отраслевой сборник № 2. – М.: Металлургия, 1974. – С. 45-48.

12. Коробчанский И.Е. Расчеты аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования / И.Е.

Коробчанский, М.Д. Кузнецов. – М.: Металлургия, 1972. – 296 с.

13. Справочник коксохимика. В 6-ти томах. Том 3. Улавливание и переработка химических продуктов коксования [Под ред. Е.Т. Ковалева]. – Харьков: ИД «ИНЖЭК», 2009. – 450 с.

14. Банников Л.П. Регрессионный анализ параметров технологического процесса улавливания бензольных углеводородов из коксового газа / Леонид Петрович Банников // Кокс и химия. – 2014. – № 11. – С. 30-33.

15. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www.bateman-litwin.com/files/bateman/download/Benzole%20recovery%20from%20COG.pdf>.

16. Wakelin D. Making. Shaping and Treating of Steel (Iron Making) / David H. Wakelin, Richard J. Fruehan // Latest technology. – 1999. – Vol. 2. – P. 497-533.

Рукопись поступила в редакцию 02.12.2017

OPERATIONAL FLEXIBILITY OF COKE OVEN GAS PROCESSING

© L.P. Bannikov, PhD in technical sciences (SE «UKHIN»)

Operational flexibility of actual coke oven gas processing in Ukraine was analyzed. The desulfurization units, benzene installations and by-processes that determined rates of gas purification were investigated. The most bottlenecked technologies were viewed, that have had low flexibility to gas flow and gas composition variations. Gaining of excess potential advantages with the operational flexibility increasing was stated.

Keywords: flexibility of technological process, coke oven gas cooling, recovery of chemical by-product, gas composition & gas flow variations.

ОЦІНКА ЕКСПЛУАТАЦІЙНОЇ ГНУЧКОСТІ ОСНОВНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБКИ КОКСОВОГО ГАЗУ

© Л.П. Банников, ДП «УХІН»

У статті проаналізовано гнучкість сучасних технологій, задіяних у процесі підготування коксового газу до енергетичного використання на коксохімічних підприємствах. Розглянуто стадії первинного і кінцевого охолодження коксового газу, уловлювання аміаку, бензольних вуглеводнів, сірководню і супутні процеси, що впливають на якість очищення. Обрані найбільш критичні технології, що характеризуються зниженою гнучкістю до зміни складу і кількості перероблюваного коксового газу. Показана можливість отримання потенційних переваг зі збільшенням гнучкості технологічних процесів.

Ключові слова: гнучкість технологічного процесу, охолодження коксового газу, уловлювання хімічних продуктів коксування, варіювання обсягу і складу газу.