

# ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ КОНТРОЛЬ СЕЛЕКТИВНОСТИ ПОГЛОЩЕНИЯ $H_2S$ РАСТВОРОМ МОНОЭТАНОЛАМИНА В ЦЕХЕ СЕРООЧИСТКИ

©\*Л.П. Банников<sup>1</sup>, к.т.н., А.В. Костенко<sup>2</sup>, А.В. Похилко<sup>3</sup>

Государственное предприятие «Украинский государственный научно-исследовательский углехимический институт (УХИИ)» 61023, г. Харьков, ул. Веснина, 7. Украина

<sup>1</sup>Банников Леонид Петрович, канд. тех. наук, зав. хим. отделом, e-mail:ukhinbannikov@gmail.com

<sup>2</sup>Костенко Артем Викторович, науч. сотр.

<sup>3</sup>Похилко Анна Владимировна, науч. сотр.

Совместная абсорбция  $CO_2$  и  $H_2S$  приводит к снижению эффективности переработки кислых газов и увеличения эксплуатационных затрат установки сероочистки. Первичные амины (например, МЭА) имеют очень ограниченные возможности для селективного улавливания сероводорода из коксового газа. Управление основными технологическими факторами, такими, как температура регенерированного раствора, концентрация амина, плотность орошения и содержание кислых компонентов в регенерированном растворе может увеличить т.наз. проскок  $CO_2$  в весьма ограниченных пределах. В статье приведена оценка влияния параметров очистки коксового газа на селективность процесса в цехе МЭА-сероочистки.

Ключевые слова: улавливание, селективность, МЭА-сероочистка, коксовый газ, технологические параметры.

\*\*\*\*\*

Избирательное поглощение сероводорода в присутствии  $CO_2$  способствует снижению объема перерабатываемого кислого газа и повышению в нем концентрации  $H_2S$ , увеличивает тепловое напряжение печи-котла

\* Автор для корреспонденции

сероводородного газа, что благоприятно сказывается на функционировании отделения «мокрого» катализа [1]. Селективности поглощения  $\text{CO}_2$  уделяется значительное внимание также при переработке нефтяных и попутных газов [2]. Недостаточное содержание сероводорода в кислых газах ( $< 50\%$  по объему), поступающих на установку Клауса, понижает адиабатическую температуру сгорания ниже критически необходимой величины ( $925^\circ\text{C}$ ) [3].

Существуют различные способы повышения селективности. Так, например, в поглотительный раствор вносятся активирующие химические добавки. Такие реагенты являются, как правило, сложными комплексами соединений аминов с другими веществами, такими, как физические растворители. Промышленно освоен ряд процессов селективного улавливания сероводорода (например Шелл и Флексосорб) на основе комбинации свойств аминов и физических растворителей. Подобные композиции являются дорогостоящими, кроме того, усложняется эксплуатация аминной установки, так как добавляются операции по дозировке, контролю концентрации ингибитора и пр. [4].

С другой стороны, для повышения селективности возможна модификация существующего процесса с вводом в эксплуатацию дополнительного оборудования, а также модернизация используемых аппаратов для очистки газов и контактных устройств [5].

Наиболее желательны простые технологические приемы с минимумом капитальных затрат и без существенного удорожания поглотителя. По нашему мнению, необходимо как можно более полно использовать управление основными параметрами технологического режима, чтобы добиться максимальной селективности рассматриваемого процесса без значительного повышения эксплуатационных и капитальных затрат.

#### *Влияние состава абсорбента на селективность поглощения $\text{H}_2\text{S}$*

Первичные амины (например МЭА) и вторичные амины (например ДЭА, ДИПА) могут быстро взаимодействовать непосредственно с  $\text{CO}_2$ . Сродство первичных и вторичных аминов к кислым газам весьма высокое, что дает возможность применения для очистки газов с низким парциальным давлением кислых компонентов, что, впрочем, требует увеличения энергетических затрат при регенерации раствора. Поэтому селективность извлечения  $\text{H}_2\text{S}$  в присутствии  $\text{CO}_2$  низкая, эффективность очистки от кислых компонентов высокая, а энергетические затраты на регенерацию значительны.

Третичные амины (например МДЭА), или стерически затрудненные амины, проявляют высокую кинетическую селективность при извлечении сероводорода в присутствии  $\text{CO}_2$ . Амины такого типа не взаимодействуют непосредственно с  $\text{CO}_2$  – напротив,  $\text{CO}_2$  медленно

реагирует с водой и аминами с образованием бикарбонатов. На промышленных установках достигалась высокая степень селективности улавливания  $\text{H}_2\text{S}$  по отношению к  $\text{CO}_2$ , пропуск  $\text{CO}_2$  составлял 78-88 %, при этом содержание  $\text{H}_2\text{S}$  в очищенном газе составляло 6-50  $\text{мг/м}^3$  [6].

Как правило, при выборе поглотителя с преимущественно выраженной селективностью предпочтение отдается МДЭА как наиболее распространенному реагенту [7, 8]. Если требуется гарантированная высокая степень очистки от сероводорода, чаще всего предпочтение получает МЭА, как наиболее эффективный реагент.

Для повышения селективности очистки применяют смеси МДЭА и МЭА, также добавка МЭА используется для усиления степени абсорбции МДЭА при низких давлениях. Массовые соотношения компонентов в смеси примерно следующие, %: МДЭА – 34, МЭА – 11, воды – 55 [7]. В последнее время для повышения селективности извлечения  $\text{H}_2\text{S}$  было предложено применять третичный амин ТЭА\* [9] высокой чистоты (ВЧ): массовая доля примесей менее 5-10 % вместо 15 %. По результатам лабораторных испытаний, ТЭА ВЧ обеспечивает более высокую степень очистки от  $\text{H}_2\text{S}$ , при этом пропуск  $\text{CO}_2$  увеличивается.

В связи с высокой стоимостью специальных абсорбентов для селективной очистки коксового газа от  $\text{H}_2\text{S}$  целесообразность их использования должна определяться после комплекса исследований скорости деградации, методов контроля, режима функционирования смолоотделителя, эффективности очистки и пр.

#### *Возможности оптимизации технологического процесса*

На украинских коксохимических предприятиях функционируют процессы, в целом соответствующие стандартной технологической схеме аминной очистки газов от сероводорода. Такая схема обеспечивает факторы влияния на процесс очистки, которые приведены в табл. 1 [9].

Анализ литературных данных показывает, что основными управляющими факторами селективностью процесса поглощения сероводорода при абсорбции являются [7, 8]:

- плотность орошения;
- концентрация МЭА;
- содержание  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  в регенерированном растворе;
- температура.

\* Патент EP 88121910.9

Таблица 1

Схема контроля обычной аминной установки

| №  | Контролируемый параметр                      | Регулирующее воздействие   |
|----|--|--|
| 1  | Степень очистки газа от кислых компонентов   | Расход регенерированного раствора                                      |
| 2  | Температура регенерированного раствора       | Расход охлаждающей воды на холодильник раствора                        |
| 3  | Уровень раствора в подскрубберном сборнике   | Производительность насоса насыщенного раствора                         |
| 4  | Давление в конденсаторе-холодильнике         | Электропривод регулирующего клапана                                    |
| 5  | Температура конденсатора                     | Расход охлаждающей воды на холодильник                                 |
| 6  | Уровень в конденсаторе                       | Электропривод регулирующего клапана расхода флегмы                     |
| 7  | Температура колонны                          | Расход пара на кипятильник   |
| 8  | Уровень раствора в кипятильнике              | Электропривод регулирующего клапана                                    |
| 9  | Концентрация МЭА в регенерированном растворе | Электропривод регулирующего клапана расхода регенерированного раствора |
| 10 | Пополнение растворного цикла водой           | Электропривод регулирующего клапана расхода свежей воды                |

В процессе регенерации раствора основными факторами управления являются температура раствора перед регенератором, расход пара в кипятильник, давление в регенераторе. Принцип управления перечисленными параметрами может быть рассмотрен на основе расчета термодинамического равновесия, а влияние температуры на абсорбцию  $\text{CO}_2$  следует рассматривать на основе кинетических закономерностей.

*Факторы селективности при абсорбции сероводорода из коксового газа*

Рассмотрим отдельно влияние перечисленных факторов на селективность процесса. Расчет процесса поглощения раствором МЭА можно выполнить на базе материального баланса абсорбера и на основе газожидкостных равновесий [10]. В табл. 2 приведены исходные данные для расчета.

Таблица 2

Исходные данные и условия расчета процесса абсорбции раствором МЭА

| Параметры  | Значение |
|--|----------|
| Объем коксового газа на абсорбцию, $\text{м}^3/\text{ч}$             | 100000   |
| Плотность орошения абсорбера, $\text{дм}^3/\text{м}^3$               | 1,9-4,5  |
| Массовая доля МЭА в растворе, %                                      | 6-15     |
| Концентрация $\text{CO}_2$ в растворе, $\text{г}/\text{дм}^3$        | 2-16     |
| Концентрация $\text{H}_2\text{S}$ в растворе, $\text{г}/\text{дм}^3$ | 0,2-1,5  |
| Температура газа перед абсорбером, $^\circ\text{C}$                  | 25-45    |
| Число теоретических тарелок абсорбции                                | 3        |
| Состав коксового газа, % по объему:                                  |          |
| $\text{H}_2$   | 60,5     |
| $\text{CH}_4$  | 25,7     |
| $\text{CO}$  | 5,3      |
| $\text{CO}_2$  | 2,4      |
| $\text{C}_2\text{H}_4$   | 2,5      |
| $\text{N}_2$   | 3,0      |
| $\text{O}_2$   | 0,6      |

В автоматизированной форме расчет выполнялся при изменении плотности орошения, концентрации МЭА в растворе и содержания  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$  в регенериро-

ванном растворе (табл. 3). Результаты расчетов (70 виртуальных экспериментов) обработаны методом

множественной регрессии с применением электронных таблиц Excel функции «ЛИНЕЙН».

Получена следующая зависимость эффективности очистки газа от сероводорода:

$$Y_1 = 100,832 - 46,793X_1^{-2} + 258873X_2^{-3} - 2019,23X_3^{-2,7} - 1,516X_4^{1,2} - 10,086X_5^{2,1} + 0,00316X_3^{0,9}X_1X_2^{0,8}X_4 + 0,000414 \times (X_3^{0,9}X_4X_5)^2 - 9,8 \times 10^8 \times$$

$$\times (X_2X_3X_4)^{-3}; (R^2=0,87) \quad (1)$$

и эффективности очистки газа от диоксида углерода:

$$Y_2 = 63,257 \times \ln(70,630 + 86,793X_1^{0,5} - 0,319X_2 - 430,446X_3^{-1} - 0,00144X_4^3 + 0,00018 \times X_1X_2X_3X_4 - 1,931 \times X_1X_3 + 0,101 \times X_1X_3X_4 - 1,239 \times X_1X_4) - 191,98; (R^2=0,89) \quad (2).$$

Таблица 3

| Параметр | Плотность орошения, $\text{дм}^3/\text{м}^3$ | Температура, °C | Концентрация МЭА в растворе, % | Содержание в регенерированном растворе, $\text{г}/\text{дм}^3$ |                      | Степень очистки от $\text{H}_2\text{S}$ , % | Степень очистки от $\text{CO}_2$ , % |
|----------|--|-----------------|--------------------------------|--|----------------------|---|--------------------------------------|
|          |  |                 |                                | $\text{CO}_2$  | $\text{H}_2\text{S}$ |   |                                      |
| Значение | $X_1$  | $X_2$           | $X_3$                          | $X_4$  | $X_5$                | $Y_1$                                       | $Y_2$                                |

Полученные уравнения регрессии позволили получить графические зависимости влияния факторов технологического процесса на селективность улавливания сероводорода (рис 1-4):

$$S = Y_1 \times 100 / (Y_1 + Y_2) \quad (3).$$

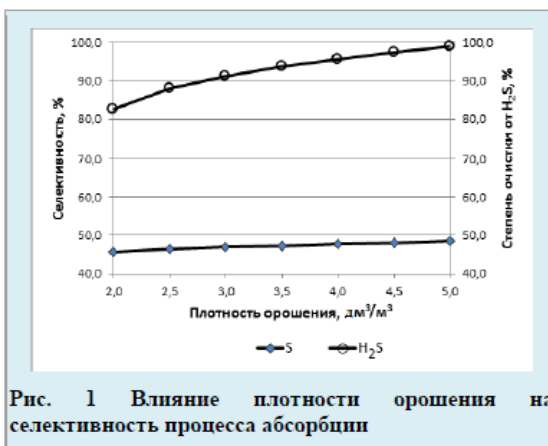


Рис. 1 Влияние плотности орошения на селективность процесса абсорбции

Следует отдельно подчеркнуть, что влияние температуры на селективность процесса необходимо рассматривать с учетом продолжительности контакта газа с поглотителем.

Результаты обработки данных показали:

1. Эффективность извлечения сероводорода сопровождается ростом селективности извлечения  $\text{H}_2\text{S}$ .

2. С ростом плотности орошения степень очистки от  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  увеличивается, особенно для растворов с более низкой концентрацией МЭА.

3. Увеличение плотности орошения и повышение концентрации МЭА способствует более быстрому росту степени улавливания сероводорода. Эффективность улавливания  $\text{CO}_2$  при этом также увеличивается, но медленнее. В итоге, селективность извлечения сероводорода при увеличении  $X_1$  и  $X_3$  увеличивается.

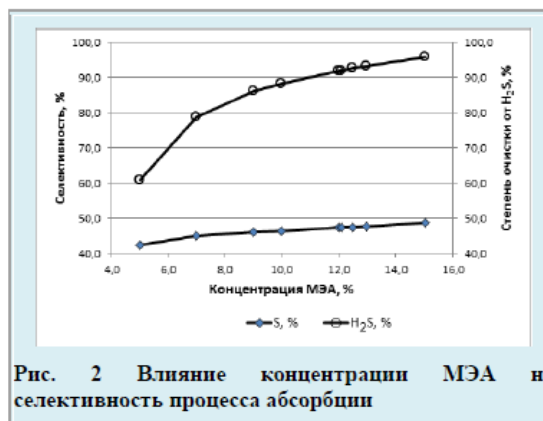
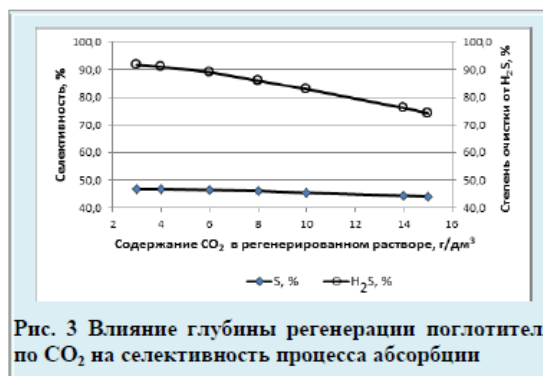


Рис. 2 Влияние концентрации МЭА на селективность процесса абсорбции

Рис. 3 Влияние глубины регенерации поглотителя по  $\text{CO}_2$  на селективность процесса абсорбции

4. Увеличение глубины регенерации раствора способствует росту степени очистки газа от  $\text{H}_2\text{S}$  и росту селективности.

5. В случае максимальных значений  $X_1$  и  $X_3$  и минимальных  $X_4$  и  $X_5$  селективность достигает максимального значения  $S = 52,8$  %, что соответствует превышению эффективности улавливания  $\text{H}_2\text{S}$  над эффективностью улавливания  $\text{CO}_2$  для рассматриваемого случая.



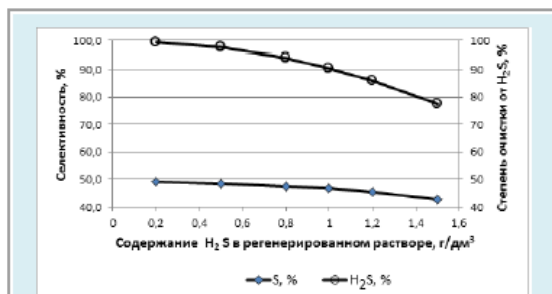


Рис. 4 Влияние глубины регенерации по H<sub>2</sub>S на селективность процесса абсорбции

6. Рассчитанная величина селективности не может удовлетворять условиям получения кислого газа, обеспечивающего стабильное сгорание в имеющихся технологиях по получению серы или серной кислоты.

7. В слабощелочном растворе при низкой концентрации МЭА, согласно [8], образуются в основном карбаматы, продукт реакции CO<sub>2</sub> и МЭА при низкой селективности процесса, что соответствует зависимости, представленной на рис. 2.

#### Факторы селективности регенерации H<sub>2</sub>S в присутствии CO<sub>2</sub>

Регенерация поглотительного раствора проводится для выделения кислых газов, использования H<sub>2</sub>S в ка-

честве сырья для производства кислоты, а также для восстановления свойств поглотительного раствора. Процесс основан на смещении равновесия реакции поглощения H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub> в обратную сторону при повышении температуры.

В процессе регенерации раствора МЭА под действием сообщаемого тепла происходит разрушение химической связи МЭА – H<sub>2</sub>S (1906 кДж/кг), МЭА – CO<sub>2</sub> (1919 кДж/кг), нагрев насыщенного раствора, испарение воды, испарение МЭА, тепловые потери. Задачей процесса является наиболее полное удаление кислых газов десорбирующим агентом – паром – для обеспечения максимальной поглотительной способности регенерированного раствора. Удаление CO<sub>2</sub> в процессе регенерации является необходимой операцией, так как повышение содержания CO<sub>2</sub> в регенерированном растворе повышает парциальное давление сероводорода над раствором [7].

Для проведения селективного извлечения сероводорода в присутствии CO<sub>2</sub> все же желательна более полная отпарка H<sub>2</sub>S из регенерированного раствора. В какой же мере основные факторы регенерации способны повлиять на селективную регенерацию сероводорода?

Расчет процесса десорбции осуществлялся на базе материального и теплового баланса регенератора и на основе газо-жидкостных равновесий при абсорбции-дистилляции [10]. В табл. 4 приведены исходные данные для расчета.

Таблица 4

Исходные данные и условия расчета процесса десорбции МЭА раствора

| Параметры   | Значение     |
|---|--------------|
| Объем раствора на регенерацию, м <sup>3</sup> /ч            | 300          |
| Массовая доля МЭА в насыщенном растворе, %                  | 15           |
| Концентрация CO <sub>2</sub> в растворе, г/дм <sup>3</sup>  | 18,7         |
| Концентрация H <sub>2</sub> S в растворе, г/дм <sup>3</sup> | 2,0          |
| Температура раствора перед регенерацией, °C                 | 99           |
| Число теоретических тарелок регенератора                    | 8            |
| Интервал значений расхода пара на регенерацию, т/ч          | 21,7-48,3    |
| Тепловая нагрузка регенератора, МДж/ч                       | 47000-105000 |
| Интервал значений давления верх регенератора, бар           | 1,05-1,55    |
| Гидравлическое сопротивление регенератора, бар              | 0,35         |
| Коэффициент упарки раствора (по воде), %                    | 4,4-15,7     |
| Интервал температур низа регенератора, °C                   | 108,7-118,0  |
| Интервал температур верх регенератора, °C                   | 100,5-110,9  |

В автоматизированной форме расчет выполнялся при изменении двух переменных: расхода пара на регенерацию и давления верх регенератора. Результаты расчетов (59 виртуальных экспериментов) обработаны методом множественной регрессии с применением электронных таблиц Excel функции «ЛИНЕЙН».

Получено уравнение регрессии, определяющее зависимость степени регенерации сероводорода (H<sub>2</sub>S, %) от давления в регенераторе (P, Н/см<sup>2</sup>), и расхода пара G, т/ч:

$$H_2S = 1,0931 + 0,06764 \times P - 47,6757 \times G^{-1,37}; \quad (R^2 = 0,997) \quad (4).$$

Уравнение регрессии, описывающее селективность процесса регенерации ( $Sp$ , %), можно записать в виде:

$$Sp = 0,891 - 0,03232 \times P + 0,0012 \times G - 0,00272 \times P \times G, \\ (R^2 = 0,987) \quad (5).$$

На рис. 5 и 6 приведены диаграммы, построенные по данным расчета с использованием уравнений (4) и (5).

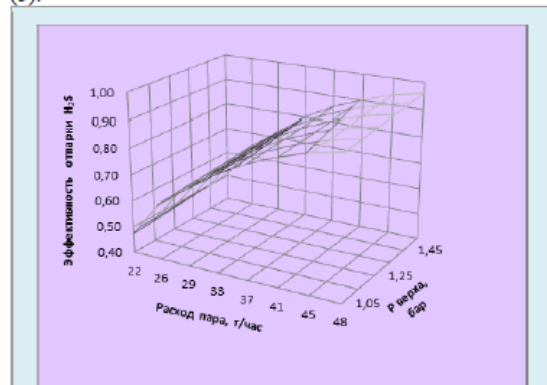


Рис. 5 Влияние расхода пара и давления верха колонны на эффективность регенерации сероводорода

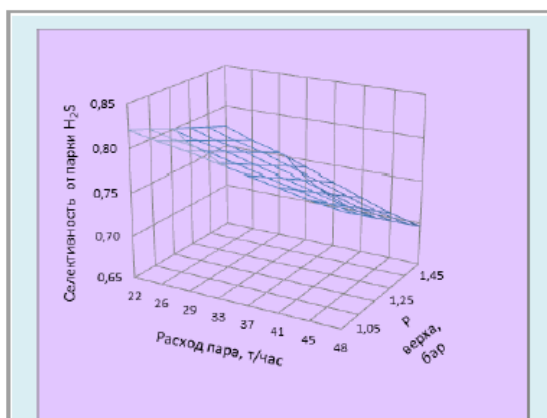


Рис. 6 Зависимость селективности регенерации сероводорода от расхода пара и давления верха колонны

Результаты расчета показали, что чем выше давление в регенераторе и расход пара, тем выше эффективность отпарки сероводорода. Однако с ее увеличением уменьшается селективность отпарки сероводорода. Поэтому стремиться к селективности отпарки сероводорода из насыщенного раствора нецелесообразно, так как:

— уменьшается степень регенерации сероводорода;

— даже если можно добиться селективности регенерации сероводорода, то существенное увеличение содержания  $CO_2$  в регенерированном растворе ухудшает абсорбцию сероводорода.

#### *Влияние температуры и времени контакта на селективность извлечения $H_2S$*

Среди факторов селективности, управление которыми основано на кинетических закономерностях, следует выделить температуру регенерированного раствора, тип контактного устройства абсорбера, число ступеней контакта газа и поглотителя.

Понижение температуры абсорбции благоприятно сказывается на селективности процесса поглощения, так как скорость поглощения сероводорода щелочными поглотителями выше скорости абсорбции  $CO_2$ . При понижении температуры медленно достигается конечное равновесие суммарного поглощения  $CO_2$  водным раствором МЭА. Коэффициент массопередачи для сероводорода значительно выше, нежели для  $CO_2$  при сопоставимых условиях. Однако, при увеличении соотношения  $CO_2/H_2S$  коэффициент селективности заметно уменьшается [7].

Температура процесса МЭА очистки коксового газа определяется состоянием градирен, количеством и качеством оборотной воды, которая поступает на охлаждение холодильников регенерированного раствора МЭА, холодильников масла дебензине бензольного отделения и на охлаждение КГХ.

Однако понижение температуры абсорбции раствором МЭА имеет свои ограничения, которые вытекают из качества подготовки коксового газа. Общепринятым является правило, по которому температура регенерированного раствора должна быть на  $5^\circ C$  выше температуры очищаемого газа во избежание конденсации паров углеводородов, смол и масел. Увеличение содержания органических загрязнений аминного раствора приводит к вспениванию, потере поглотителя, загрязнению фильтров и оборудования, повышению содержания паров органических веществ в кислом газе и к последующим проблемам при переработке кислых газов. При понижении температуры улучшается не только абсорбция сероводорода, но и абсорбция органических загрязнений из газа.

В зависимости от качества подготовки коксового газа, которое определяется температурой охлаждения газа в отделении конденсации, температурой абсорбции бензольных углеводородов и эффективностью работы каплеотбойников бензольных скрубберов, возможно устанавливать разность температур между очищаемым газом и регенерированным раствором МЭА менее чем  $5^\circ C$ . Снижение разности температур может быть осуществлено при тщательном контроле за состоянием качества раствора. В таком случае, можно добиться определенного снижения эксплуатационных затрат [11].

По грубой оценке абсорбер для очистки газов от кислых компонентов растворами МЭА должен содержать 20 тарелок ситчатого типа или их эквивалент. Относительно применения тарелок или насадочных устройств для селективной абсорбции сероводорода в литературе нет единого мнения. Обработ-

ка коксового газа происходит при атмосферном давлении в условиях ограничения гидравлического сопротивления аппарата, что объясняет повсеместное распространение насадочных устройств. Сокращения времени контактирования способствует избирательному поглощению сероводорода растворами МЭА. По некоторым данным, применение прямооточного контактного устройства со статическим завихрителем, эквивалентным одной теоретической ступени, при времени контакта 0,4 с способно обеспечить лишь 50 %-ное улавливание  $\text{CO}_2$  при высокой степени очистки от  $\text{H}_2\text{S}$ . Однако такой способ пригоден лишь для частичной очистки газа в качестве предварительной ступени. По ТЛЗ ГП «УХИИ» на двух отечественных установках МЭА эксплуатируются насадочные абсорберы, в которых предусмотрена дополнительная точка подачи регенерированного раствора на середину абсорбера, что позволяет при необходимости уменьшить вдвое время контакта фаз.

#### Выводы

Повышение селективности улавливания сероводорода раствором МЭА имеет множество ограничений и требует тщательного анализа в каждом конкретном случае. В общем случае, избирательному улавливанию  $\text{H}_2\text{S}$  способствуют следующие режимы:

- понижение температуры регенерированного раствора с контролем конденсации смол и нафталина;
- понижение точки подачи раствора на нижние секции абсорбера с контролем за содержанием  $\text{H}_2\text{S}$  в очищенном газе;
- увеличение плотности орошения и повышение концентрации МЭА при оправданных затратах на увеличение расхода пара, электроэнергии и реагента;
- повышение глубины регенерации раствора при оправданных энергетических затратах.

#### Библиографический список

1. Гребенюк А.Ф., Пьянков М.В., Милютин А.В., Черныш А.Ф. Особенности и принципы регулирования режима сжигания сероводородного газа в установках мокрого катализа // *УглеХимический журнал*. – 2007. – № 3-4. – С. 41-43.
2. Мурин В.И. Технология переработки природного газа и конденсата. Справочник. В 2 ч. Ч. 1. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. – 517 с.
3. ZareNezhad B. Consider different alternatives for enriching lean acid gases // [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www.hydrocarbonprocessing.com/Article/2751521/>.
4. Jerry A. Bullin, John Polasek Selective absorption using amines // [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www.bre.com/portals/0/technicalarticles/Selective%20Absorption%20Using%20Amines.pdf>.
5. Sixtos G. Retrofit of a  $\text{H}_2\text{S}$  Selective Amine Absorber Using Mellapak Plus Structured Packing / G.Sixtos, G.Shiveler // *Asia Pacific Journal of chemical engineering*. – 2007. – № 7. – P. 232-244.
6. Chemical solvent based processes for acid gas removal in gasification applications // [Электронный ресурс]. – Режим доступа: [http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh\\_003a/0901b8038003a89e.pdf?filepath=gastreating/pdfs/noreg/170-01406.pdf&fromPage=GetDoc](http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_003a/0901b8038003a89e.pdf?filepath=gastreating/pdfs/noreg/170-01406.pdf&fromPage=GetDoc)
7. Kohl A.L. Gas purification / A.L.Kohl, R.B.Nielsen. – Houston, TX: Gulf Publishing Company, 1997. – 1395 p.
8. Очистка технологических газов. [Сб. под ред. Семеновой Т.А., Леинес И.И.] – М.: Химия, 1977. – 488 с.
9. Mehdi Karimi. Investigation of the dynamic behavior of different stripper configuration for post combustion  $\text{CO}_2$  capture / Mehdi Karimi, Magne Hillestad, Hallvard F. Svendsen // *International Journal of Greenhouse Gas Control*. – 2012. – № 7. – P. 230-239.
10. Кузнецов А.А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов. Справочное пособие / А.А.Кузнецов, Е.Н.Судаков. – М.: Химия, 1983. – 224 с.
11. Addington L., Ness C. An evaluation of general "rules of thumbs" in amine sweetening unit design and operation // [Электронный ресурс]. – Режим доступа: [http://www.bre.com/portals/0/technicalarticles/addington\\_ness\\_rulesofthumb.pdf](http://www.bre.com/portals/0/technicalarticles/addington_ness_rulesofthumb.pdf).

Рукопись поступила в редакцию 28.11.2014

#### TECHNOLOGICAL SELECTIVITY CONTROL OF $\text{H}_2\text{S}$ ABSORPTION BY MONOETHANOLAMINE SOLUTION IN DESULFURIZATION PLANT

© Bannikov L.P., PhD in technical sciences, Kostenko A.V., Pohylko A.V. (SE "UKHIN")

*Mutual absorption of  $\text{CO}_2$  and  $\text{H}_2\text{S}$  result to lowering efficiency of acid gas treatment and increases operating cost. Primary amine (such as MEA) has very limited options for selective recovery of  $\text{H}_2\text{S}$  from coke oven gas. The main factors such as temperature of lean absorbent, amine concentration, liquid/gas ratio and acid gas lean absorbent loading can increase  $\text{CO}_2$  slip in narrow range. In the article evaluation of selectivity option is given for parameters of coke oven gas in MEA-desulfurization unit.*

**Key words:** monoethanolamine desulfurization, selectivity, coke oven gas, technological parameters.