

НЕФТЕ ПЕРЕРАБОТКА И НЕФТЕхимия

НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКИЕ ДОСТИЖЕНИЯ
И ПЕРЕДОВОЙ ОПЫТ

2013

Москва

5

ISSN 0233-5727



www.npnh.ru

НЕФТЕПЕРЕРАБОТКА и НЕФТЕХИМИЯ

5. 2013

НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКИЕ ДОСТИЖЕНИЯ И ПЕРЕДОВОЙ ОПЫТ

Издается с 1966 г.

НАУЧНО-ИНФОРМАЦИОННЫЙ СБОРНИК

Выходит 12 раз в год

Главный редактор

д.э.н., к.т.н. **В.Е.Сомов**,
генеральный директор
ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез»
(ОАО «Сургутнефтегаз»)

Зам. главного редактора:

Шершун В.Г., к.х.н., генеральный
директор ОАО «ЦНИИТЭнефтехим»;
Гальцова Н.Е., зав. отделом НТИ
ОАО «ЦНИИТЭнефтехим»

Редакционная коллегия:

Винокуров В.А., д.х.н., проф., академик
РАЕН, зав. кафедрой физической
и коллоидной химии РГУ нефти и газа
им. И.М.Губкина

Лепидус А.Л., д.х.н., проф., чл.-корр.
РАН, зав. кафедрой газохимии РГУ нефти
и газа им. И.М.Губкина

Мовсумзаде Э.М., д.х.н., проф.,
чл.-корр. РАО

Рябов В.А., генеральный директор
Ассоциации нефтепереработчиков
и нефтехимиков

Садчиков И.А., д.э.н., проф.,
заслуженный деятель науки РФ,
действительный член РАЕН,
зав. кафедрой экономики и менеджмента
в нефтегазохимическом комплексе
ИНЖЕКОНа

Фомин А.С., ООО «Ленгипронефтехим»

Хуторянский Ф.М., д.т.н., проф.,
зав. лаб. ОАО «ВНИИ НП»

Зарегистрирован в Государственном
Комитете Российской Федерации
по печати
Свидетельство о регистрации
№ 016079 от 07.05.1997 г.

Содержание

Экономика и управление

Гуреев А.А., Быстров Н.В. Дорожные битумы — вчера, сегодня, завтра . . . 3

Емельянов В.Е., Климова Т.А. Нужен ли запрет на применение
N-метиланилина в производстве автомобильных бензинов? 7

Переработка нефти

Томин В.П., Микишев В.А., Цветков Д.А., Новичихин Д.Н., Гурдин В.И.
Анализ работы блока разделения стабильного катализатора риформинга
установки Л-35/11-1000 ОАО «АНХК» 9

**Крылов В.А., Ходяшев Н.Б., Подвинцев И.Б., Болотова Е.С.,
Чиркова Н.А.** Влияние характера коксовых отложений на показатели
работы платино-рениевого катализатора риформинга 14

Мельников Д.П., Колесников И.М., Колесников С.И. Кинетика реакции
Будуара на алюмоплатиновом катализаторе 18

Нефтехимия

**Иванчина Э.Д., Ивашкина Е.Н., Чеканцев Н.В., Францина Е.В.,
Шарова Е.С.** Создание и применение моделирующих систем
каталитических нефтехимических процессов в промышленных реакторах . . 20

**Алиев А.М., Шабанова З.А., Наджаф-Кулиев У.М., Меджидова С.М.,
Али-заде Г.А., Сарыджанов А.А.** Селективное окислительное
дегидрирование циклогексана в циклогексадиен-1,3 на модифицированных
цеолитных катализаторах 27

Жуков Д.Н., Дыкман А.С., Пинсон В.В. Каталитическая активность
5-замещенных 2-гидроксibenзолсульфокислот в процессе разложения
гидропероксида кумола 30

Мамедова П.Ш., Аллахвердиев М.А., Гамзаева С.А. Синтез
аминоэтилзамещенных тиокарбамидов и изучение их антиокислительных
свойств 32

Самедова Ф.И., Кулиев А.Д., Гасанова Р.З., Азизов Ал.Г. Применение
сверхкритической экстракции в процессе выделения нефти из битуминозных
песков Азербайджана 35

Присадки и смазочные материалы

**Маркова Е.И., Мамедов М.Х., Рафиева С.Р., Тагиева А.М.,
Джанибеков Н.Ф.** О,О-Диалкиларилтиофосфаты металлов — присадки
к моторным маслам 39

Мамедова К.М., Мовсумзаде М.М., Гасанов Д.Г. Непрерывный способ
получения гептилфенолов и синтез присадки типа ИХП-114 на основе
полученных гептилфенолов 42

Экология и промышленная безопасность

Фесенко Л.Н., Черкесов А.Ю., Игнатенко С.И. Физико-химические
и экологические аспекты технологии очистки сернисто-щелочных стоков
с пиролизных установок 44

Автоматизация и оборудование

Чуракова С.К. Варианты интенсификации работы действующего
массообменного оборудования в процессах нефтегазопереработки
и нефтехимии 48

Аннотации статей 53

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ И ЭКОЛОГИЧЕСКИЕ АСПЕКТЫ ТЕХНОЛОГИИ ОЧИСТКИ СЕРНИСТО-ЩЕЛОЧНЫХ СТОКОВ С ПИРОЛИЗНЫХ УСТАНОВОК

Л.Н. ФЕСЕНКО, А.Ю. ЧЕРКЕСОВ, С.И. ИГНАТЕНКО

ООО НПП «ЭКОФЕС»; Новочеркасский политехнический институт

С развитием процесса термического пиролиза углеводородов и внедрением инновационных технологий стал возможен переход на значительно более высокие мощности единичных установок — с 100-140 тыс.т/год по этилену в начале 1960-х годов до 1-1,4 млн т/год на сегодняшний день. Однако рост объёмов выпуска продукции вызвал увеличение количества вредных промышленных выбросов, образующихся на этапе щелочной очистки газов от кислых компонентов (сероводорода и диоксида углерода). Загрязнённые сульфидными соединениями отработанные поглотительные щелочные растворы образуют крайне токсичные с неприятным запахом сернисто-щелочные стоки (СЩС), попадание которых в водоёмы должно быть полностью исключено.

В настоящее время СЩС большинства отечественных предприятий нефтеоргсинтеза отводятся без локальной очистки в сернисто-щелочную канализацию, затем смешиваются со стоками второй системы канализации, проходят механическую и физико-химическую очистку и подаются на сооружения биологической очистки либо сбрасываются в водоёмы. Для нормального функционирования биоценоза (активного ила) на биологических очистных сооружениях необходимо поддерживать pH стоков не более 8,5 с концентрацией сульфидов менее 20 мг/л. Для достижения требуемых показателей используют серную и соляную кислоты перед биологической очисткой, что сопровождается выделением в атмосферу части сульфидной серы в виде H_2S . С точки зрения экологической безопасности решением проблемы нельзя считать и более глубокое подкисление СЩС до pH 4,5-5,0 (например карбонизацией стоков CO_2) с последующей отдувкой молекулярного H_2S и сжиганием его на факеле. Ужесточение требований местных водоканалов к качеству сточных вод, разрешённых к сбросу в систему бытовой канализации и, как следствие, многомиллионные штрафы, взимаемые с предприятий за экологические риски за сверхнормативный сброс загрязняющих веществ, ставит решение проблемы очистки СЩС в ряд безотлагательных. Проводимые при производстве этилена мероприятия по сокращению расхода каустика не позволяют пока полностью отказаться от щелочного метода очистки пирогаза от кислых компонентов, а следовательно, и от образования СЩС. Потребителей же сульфидной щёлочи, в том числе для очистки гальваностокотков от тяжёлых металлов,

а также кожевенные, целлюлозно-бумажные и другие предприятия устраивает по товарным качествам и экономическим соображениям (транспортные расходы) лишь упаренный реагент.

Кардинальным решением экологической проблемы, связанной с необходимостью обезвреживания или утилизации загрязнённых сернистыми соединениями отработанных щелочных растворов, следует считать замену нерегенерируемой щелочной очистки пиролизного газа от кислых компонентов на безотходные технологии, обеспечивающие в процессе газоочистки не только выделение из СЩС серы и углекислоты в виде товарных продуктов, но и регенерирование поглотителя с последующим возвратом его в цикл абсорбции кислых газов и, в итоге, полное устранение самой возможности образования СЩС как технологического отхода при очистке пиролизного газа.

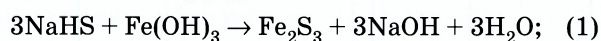
Метод поглощения CO_2 и H_2S в насадочных колоннах, орошаемых противотоком к очищаемому пирогазу едконатровой щёлочью широко применим, поскольку позволяет при экономически приемлемых затратах снизить концентрацию сернистых и углекислых соединений до требований, предъявляемых к последующему использованию газа в этиленовом производстве. С другой стороны — очистка и регенерация отработанного щелочного поглотительного раствора представляет определённые трудности, связанные прежде всего с высокой щёлочностью (до 15-20% мас.) СЩС, обусловленной присутствием щелочных карбонатов и сульфидов, а также остаточного количества непрореагировавшей свободной щёлочи. Величина pH таких стоков составляет 13-14.

При очистке питьевых артезианских вод, имеющих, как правило, небольшие (до 10-15 мг/л) концентрации сероводорода, большинство методов основано на окислении и переводе H_2S в менее активные соединения: элементарную серу S^0 или её окислы $S_xO_6^{2-}$, $S_2O_3^{2-}$, SO_3^{2-} , SO_4^{2-} и др. Однако эти методы требуют использования окислителей (озона, хлора, перманганата калия, пероксида водорода), что делает их весьма дорогостоящими, а в условиях очистки высококонцентрированных (до 10 г/л сульфидов и более) СЩС заведомо неконкурентоспособными любым другим технологиям. Использование для окисления сульфидов атмосферного O_2 при нормальных условиях (давлении и температуре) практической значимости не имеет, поскольку в отсутствии ка-

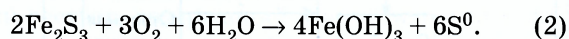
тализаторов процесс окисления протекает крайне медленно. Для активации окисления H_2S могут применяться как гетерогенные, так и водорастворимые катализаторы на основе соединений Fe, Cr, Ni, Co и других металлов переменной валентности. При этом ион металла работает как переносчик электронов с сульфид-иона на кислород, попеременно восстанавливаясь сульфид-ионом и окисляясь кислородом.

Наиболее целесообразно совмещение катализа в присутствии водорастворимого катализатора с одновременным переводом H_2S в нерастворимый сульфид металла. Для очистки СЦС заслуживает внимания метод обработки сульфидных вод гидроксидом железа с последующей регенерацией образовавшегося трисульфида железа продувкой воздухом с получением $Fe(OH)_3$, который вновь используется в водоочистке. Этот процесс описывается следующими уравнениями:

связывание гидросульфида NaHS гидроксидом железа $Fe(OH)_3$ в трисульфид железа Fe_2S_3



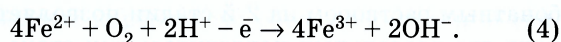
регенерация $Fe(OH)_3$ из Fe_2S_3



Этот метод, впервые предложенный для очистки артезианских вод от сероводорода [1], привлекателен тем, что помимо многократного использования $Fe(OH)_3$ параллельно протекают реакции каталитического окисления H_2S кислородом воздуха в присутствии железа, которое попеременно восстанавливается сульфид-ионом по реакции



и окисляется кислородом



Для протекания реакции (1) необходимо присутствие в растворе ионов Fe^{3+} , концентрация которых определяется произведением растворимости гидроксида железа

$$Pr_{Fe(OH)_3} = [Fe^{3+}] \cdot [OH^-]^3. \quad (5)$$

Совместным решением выражения (5) с уравнением ионного произведения воды (для 25°C)

$$[H^+] \cdot [OH^-] = 10^{-14}$$

и с учётом $Pr_{Fe(OH)_3} = 3,8 \cdot 10^{-38}$ и $[H^+] = 10^{-pH}$ получим

$$[Fe^{3+}] = 3,8 \cdot 10^{4-3pH}. \quad (6)$$

Из формулы (6) видно, что концентрация ионов железа значительно зависит от pH растворов и при величине pH ~14 составляет $3,8 \cdot 10^{-38}$ моль/л, соответственно скорость образования сульфида железа в СЦС мала.

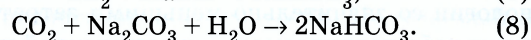
Следующая особенность железо-каталитической очистки СЦС — преобладание восстановительного (сильно отрицательного) ред-окс потенциала систе-

мы $Fe_2S_3-O_2$ в щелочной среде. Поэтому для перевода Fe^{2+} в окисленную форму Fe^{3+} по реакции (4) необходимо присутствие в воде протона, т.е. подкисление среды.

Из изложенного выше следует, что процессы связывания железа в сульфид и регенерации Fe_2S_3 в гидроксид следует проводить при значениях pH, значительно меньших, чем в исходном СЦС. Это полностью подтверждается проведёнными ранее лабораторными исследованиями [2] и испытаниями в ООО «Томскнефтехим» на пилотной опытно-производственной установке обезвреживания СЦС, образующихся при газоочистке на установке производства мономеров ЭП-300 при щелочной отмывке пирогаза в колонне К-9 [3,4].

Проведённая серия экспериментальных исследований показала эффективность очистки СЦС от сульфидов железо-каталитическим методом в промышленных условиях путём окисления сульфидов кислородом воздуха и переводом их в элементарную серу с участием в технологическом процессе циркулирующего регенерируемого гидроксида железа [5].

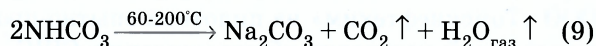
В разработанной технологии нежелательно подкисление СЦС серной (соляной) кислотой из-за перенасыщения воды сульфат-(хлорид-) ионами в количестве, эквивалентном дозе кислоты. Последующий вывод сульфатов (хлоридов) из очищаемого потока связан со значительными трудностями и материальными затратами, сопоставимыми с расходами на собственно десульфидизацию стока. Для решения проблемы было предложено проводить карбонизацию стоков свободной углекислотой перед подачей их на очистку [3]. Процесс описывается следующими реакциями:



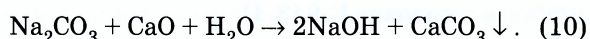
При этом образующаяся система бикарбонат-вода-диоксид углерода представляет собой буферную смесь, которая будет автоматически поддерживать величину pH в карбонизированном СЦС постоянной на стадии связывания — регенерация в пределах 7,5-8,5, что является оптимальным условием для проведения железо-каталитического окисления. Буферность бикарбонатной системы поддерживает в стабильном состоянии также величину ред-окс потенциала, необходимую и достаточную для протекания реакции (2) в регенераторе, не давая процессу уходить в кислую $Fe_2S_3 + O_2 + 4H_2O \rightarrow 2Fe(OH)_3 + 3S^0 + 2H^+$ или щелочную $Fe_2S_3 + 2O_2 + 4H_2O \rightarrow 2Fe(OH)_3 + 3S^0 + 2OH^-$ области.

В результате очищенная вода представляет собой бикарбонатный сток, который полностью удовлетворяет требованиям, изложенным в документе «Правила приёма производственных сточных вод в системы канализации населённых пунктов» (утверждены приказом Министерства жилищно-коммунального хозяйства РСФСР от 2 марта 1984 г. № 107).

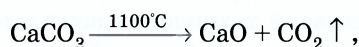
Технологию очистки СЩС железо-катализическим методом с утилизацией H_2S в виде товарной серы нельзя считать полностью безотходной, поскольку она не обеспечивает возврат щёлочи на газоочистку. Для повторного использования $NaOH$ на стадии поглощения кислых газов очищенный от сульфидов нейтральный раствор бикарбоната натрия направляется на завершающую обработку (регенерацию) по схеме, предложенной в [5]: упаривание с переводом бикарбоната натрия в карбонат



и последующая каустификация кальцинированной соды обработкой её негашёной известью



Получаемый в результате каустик с $pH \approx 14$ возвращается обратно в цикл щелочной абсорбционной очистки пирогаза, а выделяющийся осадок карбоната кальция подлежит термической обработке (обжигу) с получением негашёной извести и свободного CO_2

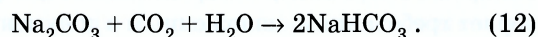


которые вновь используются в технологии очистки СЩС на этапах карбонизации (реакция 7 и 8) и декарбонизации (реакция 10) воды.

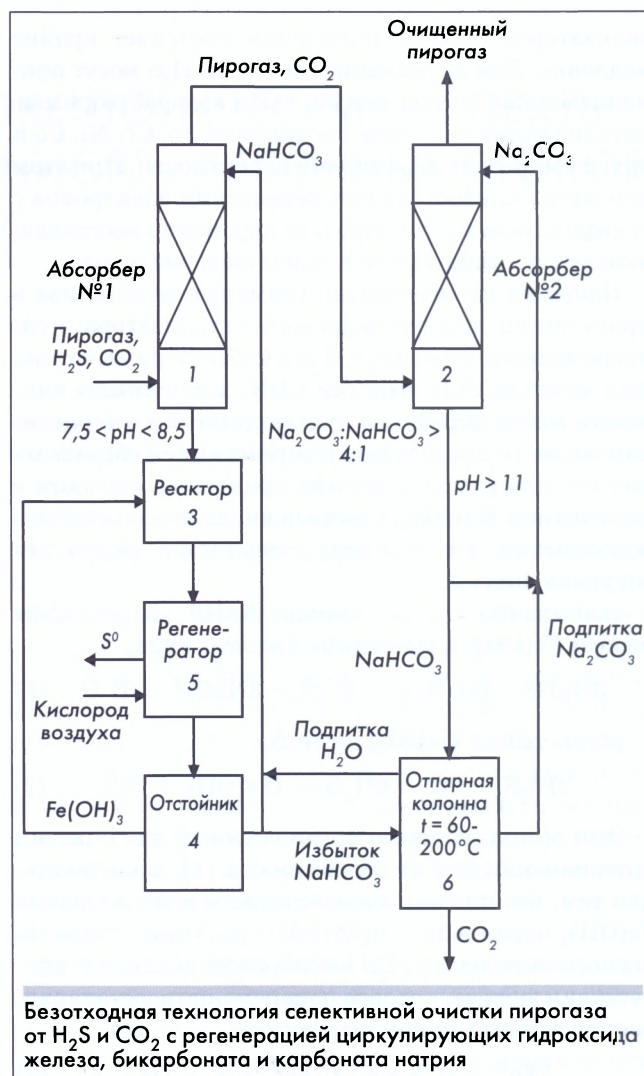
Однако как карбонизация СЩС, так и последующая каустификация десульфидированного стока известью потребуют специального оборудования (абсорбер, вентилируемый углекислым газом; выпарная установка; известковый умягчитель; печь для регенерации извести со скрубберами обеспыливания и другое оборудование), что усложняет всю технологию обезвреживания СЩС. Безотходность технологии со значительно меньшими затратами возможно обеспечить заменой традиционной щелочной очистки пирогаза селективным поглощением H_2S и CO_2 на первом этапе ступенчатым противоточным контактированием пирогаза с водным раствором бикарбоната натрия с pH 7,5-8,5 и на втором — водным раствором карбоната натрия $pH \geq 10$. При этом на первой стадии процесса происходит связывание только H_2S с образованием гидросульфида натрия $NaHS$ по реакции



Содержащийся в пирогазе CO_2 в реакцию с $NaHCO_3$ не вступает и проходит через абсорбционную колонну транзитом на вторую ступень, где оставшийся в пирогазе CO_2 абсорбируется в устройстве для мокрой очистки (противоточном абсорбере) водным раствором карбоната натрия с образованием бикарбоната



Последовательное поглощение сероводорода бикарбонатсодержащим раствором на 1-й стадии про-

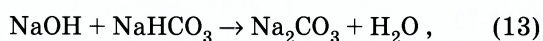


цесса и поглощение оставшегося CO_2 щелочным карбонатным раствором на 2-й стадии позволяет получить два отдельных поглотительных стока — бисульфидный (сернисто-щелочной) и карбонатный, которые удобнее и значительно менее затратны при их последующей очистке и регенерации в отличие от смеси этих стоков, образующихся при едконатровой щелочной очистке пирогаза.

На рисунке представлена предлагаемая технология селективной очистки пирогаза от H_2S и CO_2 , которая состоит из следующих последовательных операций и сооружений, обеспечивающих полностью безотходный процесс: очищаемый газ, содержащий кислые примеси (H_2S и CO_2), направляется в абсорбер № 1, орошаемый водным раствором гидрокарбоната натрия, где происходит поглощение сероводородного газа с переводом его в водорастворимую форму $NaHS$ по уравнению (11).

Образующийся CO_2 уходит с газовым потоком в абсорбер № 2, где поглощается раствором карбоната натрия. Из абсорбера № 1 отработанный поглотительный раствор, содержащий гидрокарбонат и гидросульфид натрия, отводится в реактор 3 с механическим перемешиванием потока, куда дозиру-

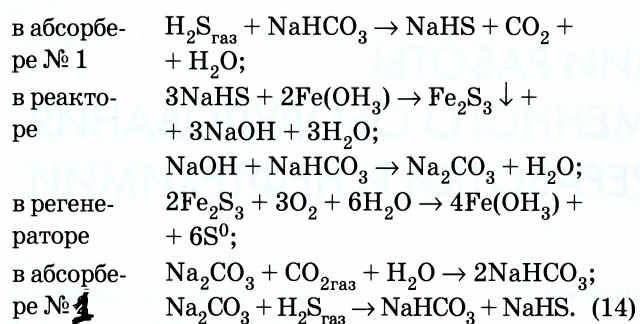
ется раствор $\text{Fe}(\text{OH})_3$ из отстойника 4. В результате взаимодействия Fe^{3+} и HS^- образуется практически нерастворимая взвесь трисульфида железа по реакции (1). Из реактора 3 отработанный поглотительный раствор с образовавшейся взвесью Fe_2S_3 подается в регенератор 5 (ёмкость с устройством нижней подачи диспергированного воздуха), где протекает реакция железо-каталитического окисления сульфидов кислородом воздуха с переводом Fe_2S_3 в элементарную серу и гидроксид железа (реакция 2). Элементарная S^0 в результате флотации собирается в верхней части регенератора 5 и выводится из технологического цикла в виде серной пены на последующее обезвоживание и доведение до качества товарного продукта. Выделившаяся при протекании реакции (1) щёлочь нейтрализуется бикарбонатом, переводя его часть в карбонат



который, возвращаясь в абсорбер № 1, будет переводиться опять в бикарбонат, взаимодействуя с CO_2 , присутствующем в пирогазе.

Из регенератора 5 бикарбонатно-карбонатный натриевый раствор, содержащий взвесь гидроксида железа, направляется в отстойник 4, откуда после отстаивания осадок $\text{Fe}(\text{OH})_3$ дозируется обратно в технологический цикл связывания сульфидов в реакторе 3, а надосадочная жидкость, содержащая водный раствор смеси би- и карбоната натрия, возвращается в абсорбер № 1 для поглощения H_2S , содержащегося в пирогазе.

Поскольку в пирогазе наряду с H_2S присутствует CO_2 , то в циркулирующем поглотительном растворе будет постепенно накапливаться бикарбонат за счёт частичного поглощения из пирогаза свободной углекислоты карбонатом, образующимся при связывании гидросульфида и получении трисульфида железа, т.е. при циркуляции поглотительного раствора протекают следующие реакции:



Количество вновь образующегося бикарбоната будет эквивалентно количеству связываемого в трисульфид железа сероводорода. В водных растворах CO_2 более сильная кислота, чем сероводородная, однако H_2S абсорбируется водными растворами, имеющими щелочную реакцию, значительно быстрее, чем CO_2 . Меньшая скорость абсорбции CO_2 по сравнению с H_2S обусловлена малой скоростью взаимо-

действия растворённого в воде CO_2 с имеющимися ионами карбоната, при этом коэффициент массопередачи уменьшается с увеличением концентрации бикарбоната в растворе.

В результате в пересыщенном HCO_3^- поглотителе с каждым циклом начинается приращение концентрации ионов CO_3^{2-} . Для исключения пересыщения раствора по карбонатам и крайне нежелательного при этом роста pH более 8,5 необходимо из циркулирующего раствора поглотителя выводить часть потока с заменой его водой. Соотношение между расходами добавляемой воды и выводимого пересыщенного поглотителя регулируется величиной pH, которая измеряется на выходе из абсорбера № 1 и должна поддерживаться в интервале значений $7,5 \leq \text{pH} \leq 8,5$.

В абсорбере № 2 оставшаяся в пирогазе свободная углекислота поглощается раствором Na_2CO_3 с переводом в бикарбонат (12).

Раствор карбоната циркулирует в схеме газоочистки, при этом происходит постепенное насыщение поглотителя бикарбонатом и, как следствие, снижение коэффициента массопередачи (коэффициента абсорбции) при протекании реакции (12), т.е. необходим периодический (или постоянный с регулируемым расходом) вывод части поглотителя, регенерация его в карбонат и возврат обратно в поток поглотителя. Регенерация осуществляется в отпарной колонне 6 термическим разложением NaHCO_3 , в процессе которого при температуре 60-200 °C гидрокарбонат натрия распадается на карбонат натрия, CO_2 и воду в соответствии с реакцией (9). Образующийся водяной пар конденсируют, и полученную деминерализованную воду используют для разбавления циркулирующего в абсорбере № 1 бикарбонатного поглотительного раствора. Получаемый в отпарной колонне 6 раствор карбоната вводится в циркулирующий в абсорбере 2 поток поглотительного раствора взамен удаляемого из него раствора бикарбоната. Регулирование объёма выводимого из абсорбера № 2 поглотительного раствора и добавляемого взамен отрегенированного раствора Na_2CO_3 осуществляется с соблюдением $\text{pH} \geq 11$ на выходе поглотителя из абсорбера № 2. Соотношение молярных концентраций $\text{CO}_3^{2-}:\text{HCO}_3^-$, обеспечивающих $\text{pH} \geq 11$, определяется из уравнения константы второй ступени диссоциации угольной кислоты

$$K_2 = 10^{-\text{pH}} \cdot f_2[\text{CO}_3^{2-}] / f_1[\text{HCO}_3^-].$$

Приняв отношение коэффициентов активностей $f_2/f_1 = 1$ и $K_2 = 4,2 \cdot 10^{-11}$ (для $t = 20^\circ\text{C}$), получим $\text{pH} \geq 11$:

$$\text{CO}_3^{2-} / \text{HCO}_3^- = K_2 \cdot 10^{\text{pH}} \text{ или } \text{CO}_3^{2-} : \text{HCO}_3^- \geq 4,2:1.$$

Выводимый из отстойника 4 избыток поглотительного раствора, пересыщенного карбонатом, также направляется в отпарную колонну 6, откуда получаемая вода возвращается в поглотитель абсорбера

№ 1, а раствор карбоната — в поглотитель абсорбера № 2.

В заключение возможно сделать следующие основные выводы. Возрастание объёмов переработки углеводородного сырья привело к значительному увеличению доли неочищенных токсичных сульфидсодержащих щелочных стоков в канализационной сети нефтехимических предприятий и загрязнению атмосферы вокруг них сероводородными соединениями. Для оздоровления экологической ситуации необходима замена малоэффективных процессов щелочной очистки углеводородов от сернистых и углекислых соединений на безотходные регенерируемые технологии, позволяющие резко сократить или устранить полностью промышленные выбросы в окружающую среду.

Для предприятий, традиционно применяющих методы щелочной очистки пирогаза от H_2S и CO_2 , реальным решением проблемы защиты природы и предотвращения гибели биоценоза в канализационных очистных сооружениях может быть повсеместное внедрение установок локального обезвреживания СЩС, технологические схемы работы которых обеспечивают как возврат поглотителей на этап газоочистки, так и получение товарных продуктов из поглощаемых кислых газов при полном отсутствии каких-либо стоков или газовых выбросов в окружающую среду. Таким требованиям в полной мере отвечает технология селективной очистки пирогаза от H_2S и CO_2 путём их последовательной абсорбции водными растворами би- и карбоната натрия с после-

дующей регенерацией отработанных поглотительных растворов методами железо-каталитического окисления сульфидов и термического разложения бикарбонатов с выводом из материального потока в виде элементарной серы и CO_2 (товарные продукты).

ЛИТЕРАТУРА

1. Козырев Д. П., Кулцов И. Г. Удаление сероводорода из артезианских вод посредством гидрата окиси железа с последующей регенерацией. — М.: Гостоптехиздат, 1946.
2. Фесенко Л.Н., Черкесов А.Ю., Игнатенко С.И. Удаление сероводорода из сернисто-щелочных стоков нефтехимических производств // Нефтепереработка и нефтехимия. — 2007. — № 4. — С. 39-42.
3. Фесенко Л.Н., Черкесов А.Ю., Игнатенко С.И., Костюков В.П. Совершенствование технологии очистки высококонцентрированных сульфидных сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. — 2012. — № 4. — С. 67-73.
4. Фесенко Л.Н., Черкесов А.Ю., Игнатенко С.Н., Костюков В.П. Исследование технологии очистки высококонцентрированных сероводородсодержащих сточных вод на пилотной установке // Технологии очистки воды «ТЕХНОВОД-2012»: Материалы VII Междунар. науч.-практ. конф., Санкт-Петербург, 18-21 апр. 2012 г. — Новочеркасск: Лик, 2012. — С. 118-129.
5. Фесенко Л.Н., Черкесов А.Ю., Игнатенко С.И., Костюков В.П. Экспериментально-производственные исследования железо-каталитической технологии очистки сернисто-щелочных стоков производства мономеров // Яковлевские чтения. Сб. докл. науч.-практ. конференции, посвящённой памяти акад. РАН С.В. Яковлева, 15-16 марта 2012 г., Москва. — М.: МГСУ, 2012. — С. 152-163.

Автоматизация и оборудование

УДК 665.63.048.375

ВАРИАНТЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ РАБОТЫ ДЕЙСТВУЮЩЕГО МАССООБМЕННОГО ОБОРУДОВАНИЯ В ПРОЦЕССАХ НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКИ И НЕФТЕХИМИИ

С.К. ЧУРАКОВА

Уфимский государственный нефтяной технический университет

В условиях рыночной экономики конкурентоспособность предприятия в значительной степени зависит от энергоёмкости существующих технологических процессов, которая определяется выбором схем разделения, организации контакта фаз, а также типом контактных устройств. Ресурсо-энергосберегающие технологии предполагают оптимизацию схем разделения и использование регулярных насадок для совершенствования процессов. Пред-

ставляет интерес опыт внедрения перекрёстноточных насадочных контактных устройств (ПНКУ), обладающих низким перепадом давления и высокой эффективностью [1-3], благодаря возможности регулирования удельных паровых и жидкостных нагрузок за счёт независимого выбора сечений для прохода пара и жидкости. Возможность обеспечения высокой эффективности практически при любых паровых и жидкостных нагрузках особенно важна в