

Т. А. Ракова (инж. ¹, магистрант ²) ^{1,2}, А. В. Шеметов (нач. отд.) ¹,
А. В. Курочкин (к.х.н., зам. ген. дир.) ¹, Г. Р. Хабибуллина (к.х.н., доц.) ²

ПРОЦЕСС ПРЯМОГО КАТАЛИТИЧЕСКОГО ОКИСЛЕНИЯ СЕРОВОДОРОДА В СЕРУ. РЕШЕНИЕ ПРОБЛЕМЫ КОНДЕНСАЦИИ СЕРЫ В РЕАКТОРЕ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ КАТАЛИЗАТОРА

¹ ООО Научно-исследовательский и проектный институт «ПЕГАЗ»,
комплексный отдел департамента инжиниринга и комплексного проектирования
450077, г. Уфа, ул. Пл. Верхнеторговая, 6; e-mail: 01kav@pegaz.ru

² Уфимский государственный нефтяной технический университет,
кафедра «Газохимия и моделирование химико-технологических процессов»
450064, г. Уфа, ул. Космонавтов, 1; e-mail: rackovatatyana@yandex.ru

T. A. Rakova ^{1,2}, A. V. Shemetov ¹, A. V. Kurochkin ¹, G. R. Khabibullina ²

THE PROCESS OF DIRECT CATALYTIC OXIDATION OF HYDROGEN SULFIDE INTO SULFUR. SOLUTION OF THE PROBLEM OF SULFUR CONDENSATION IN A REACTOR WITH A FLUIDIZED CATALYST BED

¹ R&D Institute «PEGAZ» LLC
6, Verkhnetorgovaya Ploshchad Str., 450077, Ufa, Russia; e-mail: 01kav@pegaz.ru

² Ufa State Petroleum Technological University
1, Kosmonavtov Str., 450064, Ufa, Russia; e-mail: rackovatatyana@yandex.ru

Рассмотрен процесс прямого селективного каталитического окисления сероводорода в серу. При окислении сероводородсодержащего газа в реакторе с псевдоожиженным слоем катализатора существует проблема конденсации серы в условиях реакции. Сера осаждается на поверхности зерен катализатора, снижая его активность и нарушая технологический режим. Для предотвращения конденсации серы в реакторе прямого окисления с псевдоожиженным слоем катализатора в области оптимальных температурных условий процесса предложено поддержание концентрации сероводорода в исходном газе ниже 30% мол., за счет рециркуляции очищенного газа на вход установки. Определена зависимость количества газа, необходимого подавать на рецикл, от концентрации сероводорода в исходном газе. В ходе исследования анализировали влияние следующих факторов на ведение технологического процесса: температура конденсации серы, мощность входной газодувки и количество тепла, отводимого из слоя катализатора. Численный эксперимент выполнен в программном комплексе «UnisimDesign», при расчетах были использованы термодинамические модели Peng-Robinson и Sulfur Recovery. Результаты рекомендуются для

We consider the process of direct selective catalytic oxidation of hydrogen sulfide to sulfur. When oxidizing a hydrogen sulfide-containing gas in a fluidized bed reactor, there is a problem of sulfur condensation under the reaction conditions. Sulfur is deposited on the surface of the catalyst grains, reducing its activity and disrupting the technological regime. To prevent sulfur condensation in a direct oxidation reactor with a fluidized catalyst bed in the region of optimal temperature conditions of the process, it was proposed to maintain the concentration of hydrogen sulfide in the feed gas below 30 mol % by recirculating the purified gas to the plant inlet. The dependence of the amount of gas required for recycle on the concentration of hydrogen sulfide in the source gas is determined. In the course of the study, the influence of the following factors on the conduct of the technological process was analyzed: the sulfur condensation temperature, the power of the inlet gas blower, and the amount of heat removed from the catalyst bed. The numerical experiment was carried out in the UnisimDesign software package; the Peng-Robinson and Sulfur Recovery thermodynamic models were used in the calculations. The results are

Дата поступления 03.05.23

использования при проектировании установок сероочистки ПНГ и утилизации сероводородсодержащих газов с получением серы.

Ключевые слова: конденсация серы; программный комплекс ;UnisimDesign;; процесс прямого окисления; реактор с псевдооживленным слоем катализатора; сера; сероводород; сероводородсодержащий газ; сероочистка; установка получения серы.

В последние годы вопросы использования и утилизации попутного нефтяного газа (ПНГ) становятся все более актуальными для всех нефтедобывающих и нефтеперерабатывающих стран, в особенности для России¹. Расчеты показывают, что при сжигании 1 млрд н.м³ ПНГ, образуется до 60 000 т высокотоксичных оксидов серы (SO₂ и SO₃), сажи, угарного газа и до 3 млн т углекислого газа, а также, что не менее важно, теряются сотни миллионов кубометров углеводородов – потенциального нефтегазохимического сырья².

В связи с этим разработаны различные варианты, переработки и использования ПНГ, среди которых можно выделить нефтехимические, энергетические и технологические направления использования ПНГ³. Для этого необходима очистка ПНГ от сернистых соединений. Критерии, предъявляемые к технологии очистки:

- высокая эффективность очистки ПНГ переменного состава от сернистых соединений;
- селективность очистки по отношению к «ценным» компонентам – углеводородам;
- простота аппаратного оформления и управления, возможность применения на промысле, в условиях отсутствия стационарного снабжения водяным паром, инертным газом, подготовленной водой и т.п.;
- извлечение из технологии сернистых соединений в виде относительно безвредного вещества – серы, не требующей специальных условий хранения, транспортировки.

В настоящее время получили распространение следующие методы очистки углеводородных газов от кислых компонентов, главным образом, от сероводорода:

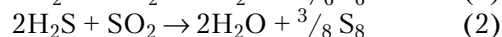
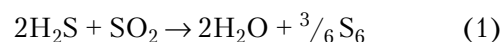
- абсорбционные, в т.ч. хемосорбция;
- адсорбционные;
- мембранные;
- каталитические, в т.ч. с использованием хелатных комплексов.

Особенностью первых трех методов является то, что сероводородсодержащий газ является неизбежным отходом, и требуется его дальнейшая утилизация. В промышленных масштабах окисление концентрированного сероводородсодержащего газа до серы осуществляется методом Клауса и его модификациями, где в качестве окислителя

recommended for use in the design of APG desulfurization plants and the utilization of hydrogen sulfide-containing gases with the production of sulfur.

Key words: desulfurization; direct oxidation process; hydrogen sulfide; hydrogen sulfide-containing gas; reactor with fluidized bed of catalyst; software package «UnisimDesign»; sulfur; sulfur condensation; sulfur production plant.

выступает диоксид серы⁴. Реакции, протекающие при этом, можно записать в общем виде:

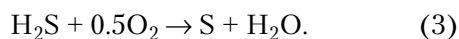


Однако процесс Клауса является многостадийным, его установки характеризуются высокими капитальными и эксплуатационными затратами, низкой экологической безопасностью, что связано с наличием в технологической цепи высокотемпературной печи ($T=1000-1500\text{ }^\circ\text{C}$) – источника токсичных побочных компонентов (сернистый ангидрид, сероуглерод, сероокись углерода, оксид углерода, полисульфиды). При понижении температуры полисульфиды, содержащиеся в жидкой сере, разлагаются с выделением сероводорода, что приводит к созданию опасной ситуации в связи с его токсичностью и взрывоопасностью. Поэтому для удаления полисульфидов необходимо дополнительно проводить процесс дегазации. Кроме того, основное технологическое оборудование и катализаторы для процесса Клауса завозятся из-за рубежа, что делает такие производства чрезвычайно зависимыми от импорта. Установки с использованием процесса Клауса эксплуатируются при расходе кислого газа не менее 500 н.м³/ч в заводских условиях⁵. В промышленных условиях их применение невозможно в связи с многостадийностью, высокими капитальными и эксплуатационными затратами.

Альтернативой методу Клауса является процесс, основанный на селективном каталитическом окислении сероводорода без его предварительного извлечения из углеводородных газов⁶. Данная технология была разработана Институтом катализа им. Г.К. Борескова СО РАН⁷. Такой метод исключает необходимость предварительной очистки газов от сероводорода, его концентрирования и окисления до диоксида серы и пригоден как для селективной сероочистки ПНГ с получением серы, так и для утилизации сероводородсодержащего газа, являющегося отходом других технологий. Не ограничивает применение этого способа и термодинамика процесса, так как окисление сероводорода до серы является экзотермической реакцией. В интервале 100–300 °C константа равнове-

сия колеблется в пределах 1021–1014, что свидетельствует о практически полном смещении равновесия в сторону образования целевого продукта⁸.

Прямое селективное окисление сероводорода осуществляется в каталитическом реакторе в одну стадию при температуре 220–320 °С кислородом воздуха, подаваемого в стехиометрическом соотношении согласно целевой реакции⁸:



В данном температурном диапазоне сера присутствует в виде равновесных модификаций S_6 и S_8 .

В последние годы ряд научно-исследовательских институтов ведет исследования по разработке процессов рационального обезвреживания природных и попутных газов, газов нефтеперерабатывающей и химической промышленности от сероводорода, а также по созданию катализаторов для прямого окисления сероводорода в серу⁹.

Утилизация газа с концентрацией сероводорода более 5–10 % мол. является наиболее сложным процессом, что обусловлено высокой экзотермичностью реакции окисления сероводорода и сопутствующими проблемами отвода тепла из каталитического слоя: превращение 1 % мол. сероводорода приводит к повышению температуры на 50–60 °С.

Окисление высококонцентрированного сероводорода теоретически можно осуществить в несколько стадий с отдельной подачей кислорода на каждую каталитическую ступень. Например, для окисления сероводорода с объемной долей 25% потребуется пять реакторов, при этом в одном реакторе окисляют пятую часть сероводорода или используют многосекционный реактор с порционной подачей кислорода. Однако данное решение приводит к усложнению аппаратного оформления процесса¹⁰.

Снижение капитальных вложений и упрощение технологии окисления высококонцентрированного сероводородсодержащего газа возможно при проведении процесса в реакторе с кипящим слоем катализатора. Кипящий слой катализатора позволяет осуществить эффективный теплообмен зоны реакции и поддерживать режим изотермичности¹⁰.

При высоком содержании сероводорода в кислом газе возникает проблема начала конденсации серы в реакторе с псевдооживленным слоем катализатора. Данное явление оказывает пагубное влияние на процесс: происходит осаждение серы на поверхности катализатора, что приводит к снижению его активности, нарушается режим поддержания катализатора в псевдооживленном со-

стоянии, что в целом приводит к снижению конверсии сероводорода.

Целью настоящей работы является определение пути решения проблемы конденсации серы в реакторе прямого окисления с псевдооживленным слоем катализатора.

В работе определены условия, при которых начинается конденсация серы в реакторе с псевдооживленным слоем катализатора; разработана технология предотвращения конденсации серы путем рециркуляции очищенного газа; проанализированы технологические параметры процесса: температура конденсации серы, кратность циркуляции очищенного газа, мощность входной газодувки и количество тепла, отводимого из слоя катализатора.

Методика эксперимента

Для моделирования процесса селективного прямого окисления сероводорода в серу использовался состав кислого газа, поступающий с установки аминной очистки.

Характеристика и компонентный состав кислого газа представлены в табл. 1 и 2, соответственно. Как видно из табл. 2, состав кислого газа более чем на 50% мол. состоит из сероводорода.

Таблица 1

Параметры утилизируемого кислого газа

Наименование	Значение
Расход кислого газа, н.м ³ /ч (кг/ч)	4560 (7555)
Давление газа, МПа (изб.)	0.045–0.055
Температура газа на входе установки, °С	45

Таблица 2

Компонентный состав кислого газа

Содержание компонентов	% мол.	% мас.
CH_4	0.24	0.1
C_2H_6	0.08	0.07
C_3H_8	0.03	0.04
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0.01	0.02
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0.01	0.01
$\text{C}_5+\text{выш}$	0.028	0.54
H_2O	6.43	3.12
CO_2	40.56	48.06
N_2	0.00	0.00
H_2S	52.15	47.86
Метанол	0.2	0.25
Итого	100	100
Молекулярная масса	37.14	
Плотность при ст. усл., кг/м ³	1.59	
Плотность при норм. усл., кг/м ³	1.724	

В связи с тем, что концентрация сероводорода в исходном газе более 50 % мол., моделирование процесса окисления сероводорода в серу осуществлялось в реакторе с кипящим слоем катализа-

тора типа ИК-12-72 производства СКТБ «Катализатор» (г. Новосибирск) при температуре 220–300 °С и стехиометрическом соотношении кислорода воздуха к сероводороду. Принципиальная технологическая схема установки получения серы (УПС) приведена на рис. 1.

Поступающий на установку сероводородсодержащий газ подается во входной сепаратор *C-1* для отделения от возможного поступления жидкой фазы - водного конденсата, следов раствора амина. Конденсат из сепаратора *C-1* отводится в дренаж, а сепарированный газ поступает на прием газодувки *ГД-1/1,2*, затем нагревается в паровом нагревателе газа *T-2* и подается в нижнюю часть реактора прямого окисления *P-1*. Атмосферный воздух нагнетается воздуходувкой *ВД-1/1,2* в нижнюю часть реактора *P-1*, после предварительного нагрева в паровом нагревателе воздуха *T-1*.

На опорной решетке в реакторе *P-1* размещен слой катализатора, находящийся в псевдооживленном состоянии. Для отвода тепла экзотермической реакции окисления реактор *P-1* оборудован внутренними теплообменными устройствами, в которые насосом *H-1/1,2* подается подготовленная котловая вода, которая в свою очередь нагревается, испаряется, в результате чего производится водяной пар (с давлением 2.2 МПа (изб.)).

Тепло полученного водяного пара частично используется для нагрева поступающих газов в паровых нагревателях *T-1* и *T-2*, а балансовое ко-

личество выводится с установки внешним потребителям. Образовавшийся паровой конденсат после *T-1* и *T-2* направляется в сепаратор *C-2*. Для поддержания необходимого количества и качества циркулирующей воды сепаратор *C-2* непрерывно подпитывается котловой водой. При необходимости имеется возможность альтернативного отвода тепла с помощью высокотемпературного органического теплоносителя.

Температура в псевдооживленном слое катализатора поддерживается в диапазоне 220–280 °С⁹. В нижнюю часть реактора *P-1* подается сероводородсодержащий газ, а также воздух в стехиометрическом соотношении к сероводороду, содержащемся в исходном кислом газе.

Продукт реакции – пары серы вместе с другими газообразными компонентами исходной газовой смеси, не участвующими в реакции, выводятся с верхней части реактора.

После реактора *P-1* газообразные продукты реакции поступают в прямоточную секцию сероуловителя *УС-1* для охлаждения и конденсации элементной серы. Для этого, в прямоточную секцию сероуловителя *УС-1* подается циркулирующий водный конденсат после сепаратора *C-3*, который перекачивается насосом *H-3/1,2*. Далее поток с каплями дисперсной серы поступает в противоточную секцию сероуловителя *УС-1*, проходит через насадку, которая орошается потоком циркулирующего расплава серы, подаваемого

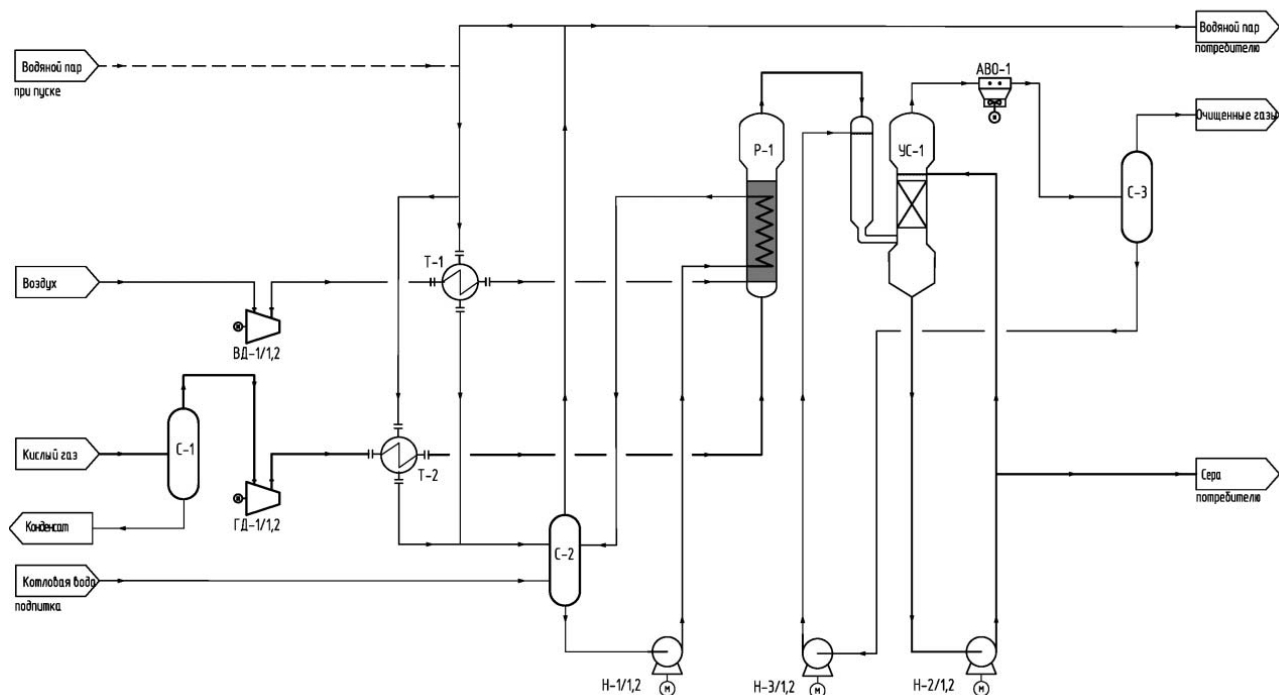


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема процесса: *C-1* – входной сепаратор; *ВД-1/1,2* – воздуходувка; *ГД-1/1,2* – газодувка; *T-1*, *T-2* – паровой нагреватель; *C-2*, *C-3* – сепаратор; *H-1/1,2*, *H-2/1,2*, *H-3/1,2* – насосный агрегат; *P-1* – реактор прямого окисления; *УС-1* – сероуловитель; *ABO-1* – аппарат воздушного охлаждения

насосом $H-2/1,2$ из нижней части сероуловителя $УС-1$. Уловленная элементная сера стекает в нижнюю часть сероуловителя $УС-1$ и далее поступает на прием насоса $H-2/1,2$. Температура в нижней части $УС-1$ поддерживается в диапазоне от 130 до 150 °С для обеспечения нахождения серы в жидком состоянии. Балансовое количество серы выводится с установки и направляется на гранулирование или производство комовой серы.

Из верхней части сероуловителя $УС-1$ частично очищенный газ с остаточными парами серы охлаждается в аппарате воздушного охлаждения $АВО-1$ и направляются в сепаратор $С-3$, где происходит отделение водного конденсата. С низа сепаратора $С-3$ выводится водный конденсат и насосом $H-3/1,2$ часть подается в проточную секцию сероуловителя $УС-1$ для охлаждения и конденсации элементной серы. Газ после сепаратора $С-3$ частично направляется на рецикл во входной сепаратор $С-1$, а балансовое количество выводится с установки.

Для определения состава очищенного газа и качества полученной серы, а также дальнейшего анализа процесса прямого окисления сероводорода в серу смоделирована технологическая схема процесса в программном комплексе «Unisim Design». Расчетная схема состоит из общей схемы УПС (рис. 2) и подсхемы – реактор прямого окисления с сероуловителем (рис. 3).

При проведении данного процесса образуется два продукта: очищенный газ и сера техническая, составы которых приведены в табл. 3 и 4, соответственно.

Таким образом, образуется сера техническая, которая соответствует сорту не ниже 9995 по ГОСТ 127.1-93, а также получается очищенный от сероводорода газ без окисления углеводородов, содержащихся в нем.

При этом необходимо поддерживать температуру на выходе из реактора $P-1$ не выше 280 °С, иначе начинается конверсия углеводородов¹¹, которая может привести к разогреву оборудованию

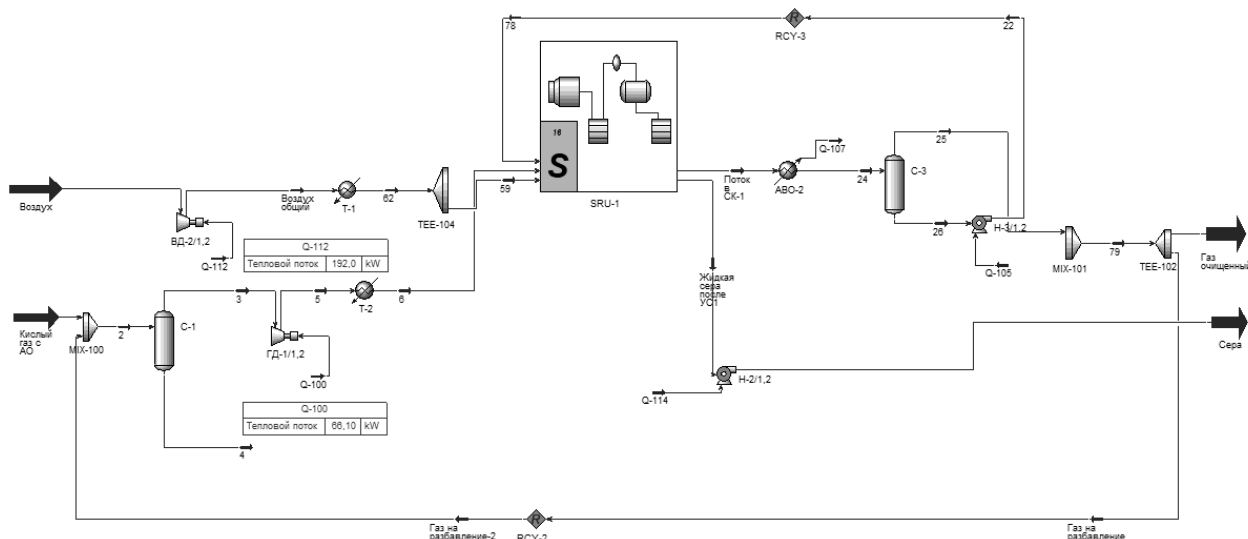


Рис. 2. Расчетная схема УПС

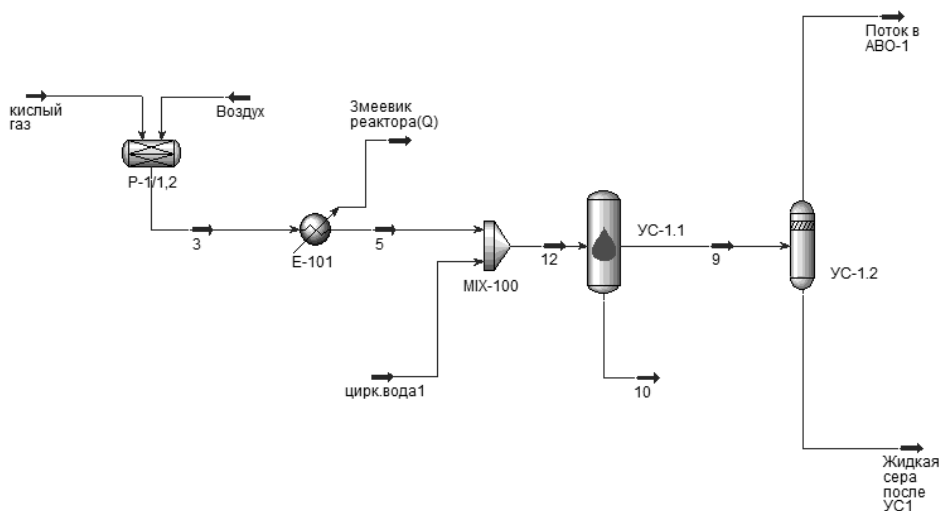


Рис. 3. Расчетная схема реактора прямого окисления с сероуловителем

и переходу процесса в неконтролируемую область. Согласно графику ¹¹, благоприятным является диапазон температур 250–280 °С, близкие значения наблюдаются в экспериментах по раздельному окислению пропана и сероводорода на катализаторе MgCr₂O₄/γ-Al₂O₃. При температуре ниже 250 °С наблюдается снижение конверсии сероводорода.

Таблица 3
Состав очищенного газа

Содержание компонентов	% мол.	% мас.
CH ₄	0.11	0.06
C ₂ H ₆	0.04	0.04
C ₃ H ₈	0.02	0.03
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0.01	0.01
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0.00	0.01
C ₅ и выше	0.14	0.34
H ₂ O	31.15	19.82
CO ₂	19.73	30.66
N ₂	47.74	47.51
H ₂ S	0.73	0.88
SO ₂	0.25	0.55
O ₂	0.08	0.09
Итого	100	100
Молекулярная масса	28.31	
Плотность при ст. усл., кг/м ³	1.489	

Таблица 4
Состав серы

Содержание компонентов	% мас.
Сера	99.945
H ₂ O	0.001
O ₂	0.054
Итого	100

Результаты и их обсуждение

Концентрация сероводорода в кислом газе оказывает существенное влияние на температурный режим реактора. Установлено, что повыше-

ние концентрации сероводорода в газе приводит к повышению температуры на выходе из реактора. Однако при высоких концентрациях сероводорода в исходном газе снижение температуры в реакторе (до 280 °С) приводит к началу конденсации серы уже в самом реакторе.

В ходе моделирования процесса прямого окисления сероводорода в серу при стехиометрической подаче кислорода температура на выходе из реактора устанавливалась на уровне 290 °С, данное значение выходит за пределы допустимого температурного диапазона (250–280 °С). При снижении температуры ниже 280 °С наблюдается конденсация серы (рис. 4).

При этом в продуктах реакции находится 4.62% мас. жидкой сконденсированной серы, которая осаждается на поверхности катализатора, снижая его активность и нарушая технологический режим. Поэтому необходимо определить пути предотвращения конденсации серы в реакторе прямого окисления с псевдоожиженным слоем катализатора.

Данную задачу можно решить, например, снижением концентрации сероводорода в исходном газе путем рециркуляции очищенного газа. В этой связи необходимо рассчитать расход газа, который необходимо направлять на рецикл, чтобы при температуре 280 °С не наблюдалась конденсация серы в реакторе, а также определить характер влияния концентрации сероводорода в исходном газе на количество газа, которое необходимо подавать на рецикл.

При моделировании концентрацию сероводорода изменяли в интервале 20–60 % мол. с шагом 10%. Расход и параметры исходного газа были одинаковы. При этом анализировали мощность входной газодувки и количества тепла, отводимого из слоя катализатора.

Название потока	5	Паровая фаза	Жидкая фаза			
Паровая / фазовая фракция	0,9519	0,9519	0,0481			
Температура [°C]	280,0	280,0	280,0			
Давление [MPa(g)]	6,300e-002	6,300e-002	6,300e-002			
Мольный расход [Nm ³ /h(gas)]	1,049e+004	9981	504,9			
Масс. расход [kg/h]	1,558e+004	1,486e+004	719,9			
Станд. объем. расх. ид. жидк. [m ³ /h]	16,34	15,94	0,3995			
Молярная энтальпия [kJ/kgmole]	-1,320e+005	-1,391e+005	8548			
Молярная энтропия [kJ/kgmole-°C]	225,3	233,8	58,86			
Тепловой поток [kW]	-1,716e+004	-1,721e+004	53,48			
Объем. расх. жидк. при станд. усл. [m ³ /h]	1,125e+004	1,071e+004	541,8			
Пакет флюида	Basis-2					
Тип утилиты						

Рис. 4. Характеристика потока

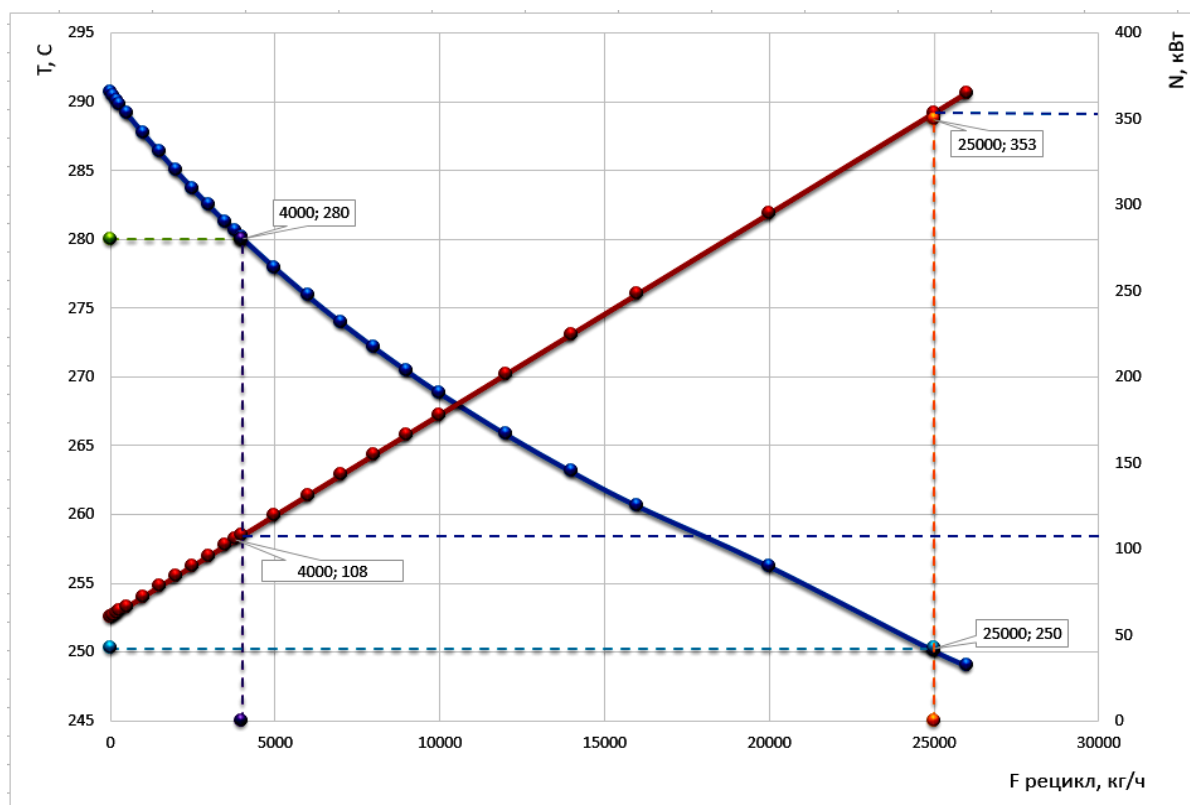


Рис. 5. Зависимость температуры конденсации серы и мощности газодувки от количества газа, подаваемого на рецикл

С целью упрощения определения температуры начала конденсации серы при различных концентрациях сероводорода в исходном газе была написана и использована программа на языке *Python*.

На рис. 5 представлена зависимость температуры конденсации от количества газа, подаваемого на рецикл для кислого газа с концентрацией сероводорода 52% мол. Согласно данному графику, для снижения температуры конденсации до 280 °С необходимо подавать 4000 кг/ч очищенного газа на рецикл, при этом потребляемая мощность газодувки увеличивается с 60 до 100 кВт (рис. 5), а количество отводимого тепла из слоя катализатора снизится с 5563 до 5550 кВт (рис. 6). Для того чтобы снизить температуру начала конденсации серы до 250 °С, необходимо подавать 25000 кг/ч очищенного газа, что приведет к увеличению потребляемой мощности газодувки с 60 до 350 кВт и снижению количества отводимого тепла из слоя катализатора с 5553 до 5452 кВт.

Таким образом, изменение количества рециркулирующего газа незначительно влияет на количество отводимого тепла из реактора *P-1*, однако оказывает существенное влияние на количество потребляемой мощности газодувкой *ГД-1*, что приводит к увеличению эксплуатационных затрат. По-

этому оптимальное количество газа, подаваемое на рецикл, равно 4000 кг/ч, при этом соблюдается технологический режим и эксплуатационные затраты невелики. Оптимальная температура конденсации серы без учета технологического запаса равна 280 °С.

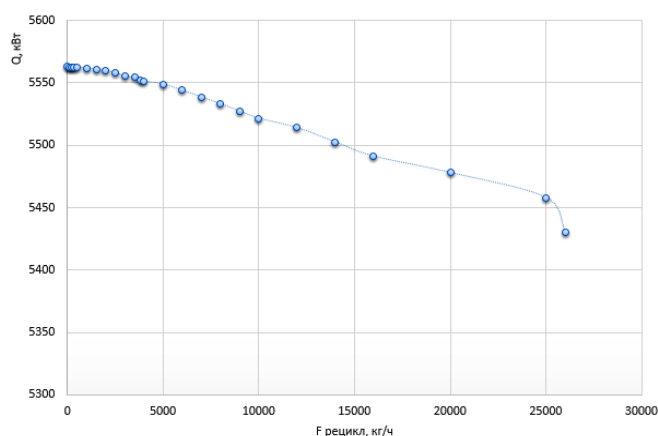


Рис. 6. Зависимость количества тепла, отводимого из слоя катализатора, от количества газа, подаваемого на рецикл

На рис. 7 показано влияние концентрации сероводорода в исходном газе на количества очищенного газа, подаваемого на рецикл.

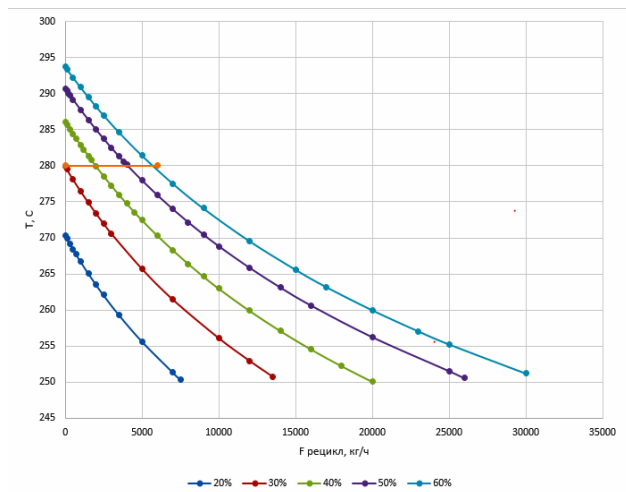


Рис. 7. Зависимость температуры конденсации от количества газа, подаваемого на рецикл при различных концентрациях сероводорода в исходном газе

Как видно из рис. 7, концентрация сероводорода в исходном газе значительно влияет на температуру начала конденсации серы в реакторе. При концентрации сероводорода 20% мол. конденсация начинается только при 270 °С, следовательно, нет необходимости использовать рецикл очищенного газа. При концентрации сероводорода 30 % мол. конденсация начинается при 280 °С, что также не требует подачи газа на рецикл. Однако для исходного газа с концентрацией сероводорода свыше 30% мол. для поддержания температуры конденсации серы 280 °С необходимо подавать на рецикл очищенный газ в количестве 1700–5100 кг/ч (табл. 5).

Таблица 5
Зависимость концентрации от количества рециркулирующего газа

№	Концентрация сероводорода, % мол.	Массовый расход газа на рецикл, кг/ч
1	20	0
2	30	1
3	40	1700
4	50	3800
5	60	5100

На рис. 8 представлена зависимость мощности газодувки от концентрации сероводорода в исходном газе, на рис. 9 – зависимость количества тепла, отводимого слоя катализатора реактора *P-1* от концентрации сероводорода в исходном газе.

Согласно зависимости на рис. 8, увеличение концентрации сероводорода в исходном газе приводит к повышению мощности потребляемой газодувкой *ГД-1*.

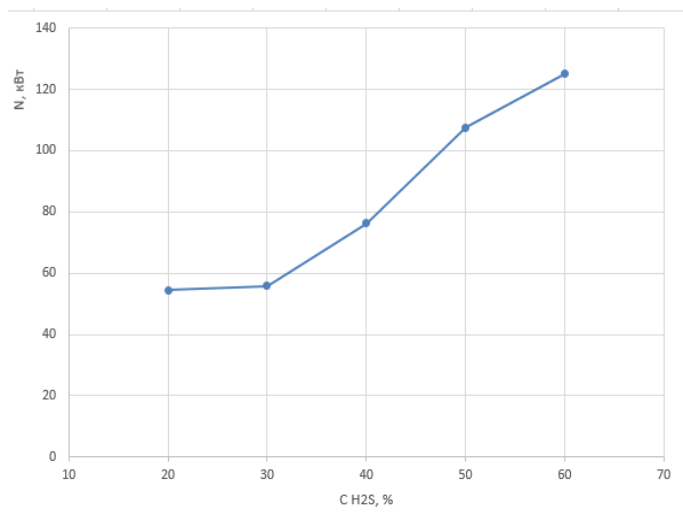


Рис. 8. Зависимость мощности газодувки от концентрации сероводорода в исходном газе

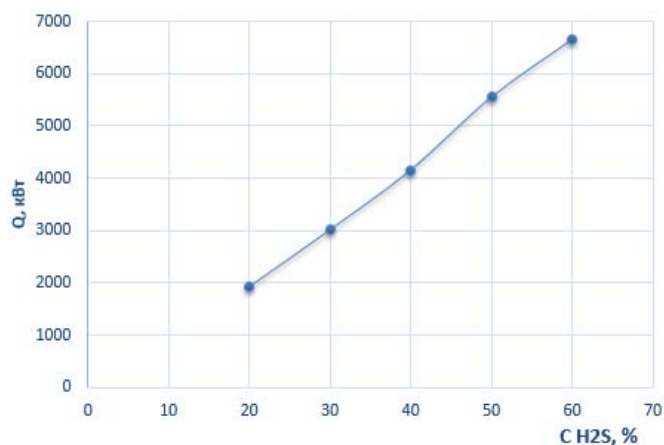


Рис. 9. Зависимость количества тепла, отводимого из слоя катализатора, от концентрации сероводорода в исходном газе

Как видно из рис. 9, при увеличении концентрации сероводорода в исходном газе значительно возрастает количества тепла, которое необходимо отводить из слоя катализатора – увеличение концентрации H_2S на каждые 10% приводит к повышению количества отводимого тепла на 1 МВт.

Таким образом, предлагаемое решение позволяет предотвратить процесс конденсации серы в реакторе прямого окисления, что обеспечивает стабильность работы установки. При этом неизбежно будет наблюдаться увеличение эксплуатационных затрат в плане повышения потребления энергии газодувкой *ГД-1*, однако потребление котловой воды, для снятия тепла из слоя катализатора в реакторе *P-1* будет снижено. Возникающие недостатки незначительны по сравнению с полученными результатами, позволяющими не только стабилизировать работу установки, но и снять ограничения по содержанию сероводорода в сырье.

Литература

1. Всемирный Банк Российской Федерации [Электронный ресурс]. URL: <https://www.vsemirnyjbank.org/ru/news/feature/2013/11/12/igniting-solutions-to-gas-flaring-in-russia> (дата обращения: 21.02.2023).
2. Добыча природного и попутного газа [Электронный ресурс]. URL: <http://minenergo.gov.ru/> (дата обращения: 21.02.2023).
3. Снытников П.В., Потемкин Д.И., Усков С.И., Курочкин А.В., Кириллов В.А., Собянин В.А. Подходы к утилизации факельных газов на газо- и нефтепромыслах // Катализ в промышленности. – 2018. – Т.18, №2. – С.16-32.
4. Мираламов Г.Ф. Каталитическая очистка природного газа и углеводородных газовых выбросов нефтехимической промышленности от сероводорода // Нефтехимия. – 2005. – Т.45, №5. – С.397-399.
5. Патент №2035210 РФ. Способ переработки сероводородсодержащего углеводородного газа / Аджиев А.Ю., Астахов В.А., Добрынкин Н.М., Исмагилов З.Р., Потапов В.Ф. и др. // Оpubл. 20.05.1995.
6. Хайрулин С.Р., Исмагилов З.Р., Пармон В.Н., Кузнецов В.В., Батуев Р.А. и др. Методы очистки коксового газа от сероводорода. Процессы утилизации H₂S. Прямое каталитическое окисление. Разработки института катализа СО РАН // Альтернативная энергетика и экология. – 2014. – №19. – С.86-106.
7. Исмагилов З.Р., Хайрулин С. Р., Керженцев М.А., Голованов А.Н., Голованов А.А., Мазгаров А.М., Вильданов А.Ф., Тахаутдинов Ш.Ф., Закиев Ф.А. Реактор с кипящим слоем катализатора для процесса прямого окисления сероводорода в элементарную серу. Создание опытно-промышленной установки на Бавлинской УСО // Катализ в промышленности. – 2004. – №S. – С.50-55.
8. Патент №1627507 РФ. Способ получения элементарной серы из сероводорода / Исмагилов З.Р., Замараев К.И., Хайруллин С.Р. и др. // Б.И. – 1991. – №6.
9. Ismagilov Z. R., Khairulin S. R., Filippov A.G., Mazgarov A.M., Vil'danov A.F. Direct Heterogeneous Catalytic Oxidation of Hydrogen Sulphide for Associated Petroleum Gas Treatment // Chemistry for Sustainable Development. – 2017. – №25. – Pp.535-543.
10. Патент №2632014 РФ. Процесс окисления сероводорода / Сакаева Н.С., Кильдяшев С.П. // Б.И. – 2017. – №28.
11. Khairulin S., Kerzhentsev M., Salnikov A., Ismagilov Z.R. Direct Selective Oxidation of Hydrogen Sulfide: Laboratory, Pilot and Industrial Tests // Catalysts. – 2021. – №11. – Art.1109.

References

1. *Vsemirnyi Bank Rossiyskoy Federatsii* [World Bank of the Russian Federation]. URL: <https://www.vsemirnyjbank.org/ru/news/feature/2013/11/12/igniting-solutions-to-gas-flaring-in-russia>.
2. *Dobycha prirodnogo i poputnogo gaza* [Extraction of natural and associated gas]. URL: <http://minenergo.gov.ru>.
3. Snytnikov P.V., Potemkin D.I., Uskov S.I., Kirillov V.A., Sobyanin V.A., Kurochkin A.V. [Approaches to utilizing flare gases at oil and gas fields: a review]. *Catalysis in industry*, 2018, vol.10, no.3, pp.202-216.
4. Miralamov G.F. [A catalytic cleanup process for hydrogen sulfide removal from natural gas and refinery gaseous-hydrocarbon emissions]. *Petroleum Chemistry*, 2005, vol.45, no.5, pp.368-369.
5. Adzhiev A.Yu., Astakhov V.A., Dobrynkin N.M., Ismagilov Z.R., Potapov V.F. and oth. *Sposob pererabotki serovodorodsoderzhashchego uglevodorodnogo gaza* [Method for processing hydrogen sulfide-containing hydrocarbon gas]. Patent RF no.2035210, 1995.
6. Khayrulin S.R., Ismagilov Z.R., Parmon V.N., Kuznetsov V.V., Batuyev R.A. i dr. *Metody ochistki koksovogo gaza ot serovodoroda. Protsessy utilizatsii H₂S. Pryamoye kataliticheskoye okisleniye. Razrabotki instituta kataliza SO RAN* [Methods for purifying coke oven gas from hydrogen sulfide. H₂S recovery processes. Direct catalytic oxidation. Developments of the Institute of Catalysis SB RAS]. *Alternativnaya energetika i ekologiya* [Alternative Energy and Ecology], 2014, no.19, pp.86-106.
7. Ismagilov Z.R., Khayrulin S. R., Kerzhentsev M.A., Golovanov A.N., Golovanov A.A., Mazgarov A.M., Vil'danov A.F., Takhautdinov Sh.F., Zakiyev F.A. *Reaktor s kipyashchim sloym katalizatora dlya protsessa pryamogo okisleniya serovodoroda v elementarnuyu seru. Sozdaniye opytno-promyshlennoy ustanovki na Bavlinskoy USO* [Fluidized bed reactor for the direct oxidation of hydrogen sulfide to elemental sulfur. Creation of a pilot plant at the Bavlinskaya USO] *Kataliz v promyshlennosti* [Catalysis in Industry], 2004, no.S, pp.50-55.
8. Ismagilov Z.R., Zamaraev K.I., Khairullin S.R. and oth. *Sposob polucheniya elementarnoy sery iz serovodoroda* [Method for obtaining elemental sulfur from hydrogen sulfide]. Patent RF no.1627507, 1991.
9. Ismagilov Z. R., Khairulin S. R., Filippov A.G., Mazgarov A.M., Vil'danov A.F. [Direct Heterogeneous Catalytic Oxidation of Hydrogen Sulphide for Associated Petroleum Gas Treatment]. *Chemistry for Sustainable Development*, 2017, no.25, pp.535-543.
10. Sakaeva N.S., Kildyashev S.P. *Protsess okisleniya serovodoroda* [The process of hydrogen sulfide oxidation]. Patent RF no.2632014, 2017.
11. Khairulin S., Kerzhentsev M., Salnikov A., Ismagilov Z.R. [Direct Selective Oxidation of Hydrogen Sulfide: Laboratory, Pilot and Industrial Tests]. *Catalysts*, 2021, no.11, art.1109.