

Министерство образования и науки Российской Федерации

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ Н.Г.ЧЕРНЫШЕВСКОГО»

Кафедра химической технологии

**Установка производства серы –
процесс Клауса**

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

Студента (ки) 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»
код и наименование направления

Института химии

наименование факультета

Федорченко Владислав Александрович

фамилия, имя, отчество

Научный руководитель

д.т.н., профессор
должность, уч. степень, уч. звание

дата, подпись

Е. С.Свешникова
инициалы, фамилия

Зав. кафедрой:

д.х.н., профессор
должность, уч. степень, уч. звание

дата, подпись

Р. И. Кузьмина
инициалы, фамилия

Саратов 2021 г.

Введение

Процесс Клауса является наиболее перспективным в технологическом, экологическом и экономическом аспектах при получения серы из кислых газов при очистке природных и попутных газов, а также газов нефтехимических производств. Сегодня процесс Клауса, решает проблему утилизации сероводорода и дает возможность получать ценный продукт - газовую серу.

В настоящее время можно выделить три основных процесса, основанные на прямом каталитическом восстановлении диоксида серы до элементарной серы, отличающиеся типом восстановителя: восстановление диоксида серы сероводородом (процесс Клауса), восстановление диоксида серы метаном (природным газом или шахтным метаном), восстановление диоксида серы водородом, монооксидом углерода или их смесью – синтез-газом.

Процесс Клауса используется, в основном, на предприятиях по переработке нефти и природного газа, прежде всего как способ утилизации сероводорода, а его применение в промышленности ограничено тем, что появляется необходимость создания генератора сероводорода. В связи с этим восстановление диоксида серы природным газом или синтез-газом являются наиболее применимыми[1].

Природными источниками являются месторождения нефти и газа, вулканическая деятельность, разложение биомассы и т. д. Промышленные источники - переработка нефти и газа (процессы гидроочистки и гидрокрекинга), металлургия и т. д.

Сероводород, получаемый с гидрогенизационных процессов переработки сернистых и высокосернистых нефтей, газоконденсатов и установок аминной очистки нефтяных и природных газов, обычно используют на нефтеперерабатывающий завод (НПЗ) для производства элементарной серы, иногда для производства серной кислоты.

Установки производства серы преобразуют H_2S , содержащийся в потоках кислых газов из установок регенерации аминов и установок нейтрализации сернисто-щелочных стоков, в жидкую серу. Обычно двух или трехступенчатый процесс Клауса восстанавливает более 92% H_2S в виде элементарной серы. Большинство нефтеперерабатывающих заводов требуют извлечения серы более чем на 98,5%, поэтому третья ступень Клауса работает ниже точки росы серы. Третья ступень должна содержать катализатор селективного окисления, иначе в состав установки производства серы необходимо предусматривать установку дожигания хвостовых газов. Становится все более популярным дегазировать полученную расплавленную серу[2].

Актуальность проблемы. Несмотря на богатый накопленный опыт в проектировании установок Клауса, в сущности, очень трудно поддерживать процесс на полном уровне конверсии в промышленных условиях. Органы по защите окружающей среды во многих частях мира установили такие пределы выбросов в атмосферу, что уже нельзя эксплуатировать установки ниже стандартного уровня. Частично эта проблема возникает в связи с тем, что химические реакции в процессе только равновесные и не завершаются полностью. Отклонение в пропорциях воздуха и сероводорода от номинальных значений нарушает баланс между сероводородом и диоксидом серы, из-за чего один из этих газов в избыточном количестве проходит через установку неизменным, что ведет к увеличению выбросов в атмосферу, так как отходящий газ всегда дожигается с целью разложения сероводорода. Присутствующие в кислом газе углеводороды при горении образуют смолу и сажу, портят цвет и вызывают загрязнение катализаторов, что также необходимо учитывать при проектировании установок[3].

Цель работы: проанализировать методы повышения конверсии на установке Клауса при производстве серы.

Задача: 1) Рассмотреть установку производства серы и провести анализ основных проблем и их причин при производстве серы на установках Клауса.

2) Изучить основные направления технологических модификаций на различных стадиях процесса Клауса.

3) Рассчитать повышение эффективности термической и каталитической стадий установки Клауса.

Основное содержание работы

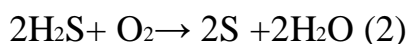
В промышленности применяются четыре основных способа Клауса для производства элементарной серы из кислых компонентов природного газа и нефтезаводских газов: прямоточный (пламенный), разветвленный, разветвленный с подогревом кислого газа и воздуха и прямое окисление [6].

Прямоточный процесс Клауса (пламенный способ) применяют при объемных долях сероводорода в кислых газах выше 50% и углеводородов менее 2%. При этом весь кислый газ подается на сжигание в печь - реактор термической ступени установки Клауса, выполненный в одном корпусе с котлом - утилизатором. В топке печи-реактора температура достигает 1100-1300°C и выход серы до 70%. Дальнейшее превращение сероводорода в серу осуществляется в две-три ступени на катализаторах при температуре 220-260 °C. После каждой ступени пары образовавшейся серы конденсируются в поверхностных конденсаторах. Тепло, выделяющееся при горении сероводорода и конденсации паров серы, используется для получения пара высокого и низкого давления.

Выход серы в этом процессе достигает 96-97%. При низкой объемной доле сероводорода в кислых газах (30-50%) и объемной доле углеводородов до 2% применяют разветвленную схему процесса Клауса (треть-две трети). По этой схеме одна треть кислого газа подвергается сжиганию с получением сернистого ангидрида, а две трети потока кислого газа поступают на каталитическую ступень, минуя печь - реактор. Серу получают в каталитических ступенях процесса при взаимодействии сернистого ангидрида с сероводородом, содержащимся в остальной части (2/3) исходного кислого газа. Выход серы составляет 94-95%.

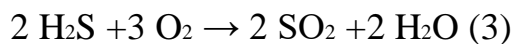
Сущность процесса Клауса заключается в переработке сероводородного газа в серу по окислительному методу с применением двух-трех каталитических ступеней.

Термическая стадия заключается в высокотемпературном сжигании сероводорода в топке котла-утилизатора при подаче стехиометрического количества воздуха согласно реакции:

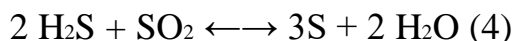


Реакция протекает при температуре в интервале 1000-1300 °С в зависимости от концентрации H_2S в сероводородном газе и наличия в нем углеводородов, аммиака и других примесей.

Процесс Клауса включает сжигание одной трети H_2S с воздухом в реакторной печи с образованием диоксида серы (SO_2) в соответствии со следующей реакцией:



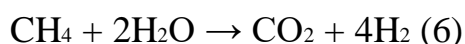
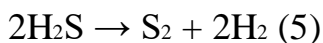
Оставшиеся несгоревшие две трети сероводорода подвергаются реакции Клауса (реакция с SO_2) с образованием элементарной серы следующим образом:



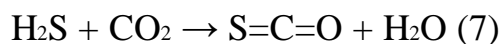
Побочные реакции:

Присутствующие в кислом газе так называемые нежелательные компоненты (CO_2 , пары воды и углеводороды) могут вступать в побочные реакции, приводящие к снижению конверсии сероводорода в серу и образованию соединений, которые не могут вступать в реакции образования серы на последующих (каталитических) стадиях процесса. Довольно активно протекают реакции с образованием COS , CS_2 :

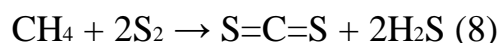
Образование газообразного водорода:



Образование карбонилсульфида:

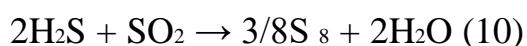
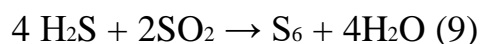


Образование сероуглерода:



Повышение температуры выше 1100°C приводит к уменьшению содержания CS₂ в продуктах термической стадии процесса Клауса[8].

На каталитических ступенях процесса при температурах 200-300°C происходит взаимодействие H₂S и SO₂, непрореагировавших на термической ступени, с образованием элементарной серы на катализаторе по реакции:



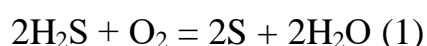
Для вывода серы из газовой фазы предусматривается охлаждение технологического газа после каждой ступени конверсии с использованием тепла горячих газов для получения насыщенного водяного пара. Подогрев технологического газа перед каталитическими ступенями осуществляется за счет смешения с продуктами сгорания топливного газа в топках-подогревателях или паровых подогревателях[9].

Рассчитаем материальный и тепловой балансы производства серы.

Исходный газ содержит 90% H₂S, 5% H₂O и 5% (об.) N₂. На 1 м³ сероводородного газа в печь подается 10м³ воздуха (в пересчете на сухой); содержание влаги в воздухе 1% (об.)

Температура поступающего воздуха и сероводородного газа 20 °С. Производительность установки (П) - 50 000 т/год. Рабочие дни (N) - 320.

При температуре 523К сероводород воспламеняется и горит с образованием диоксида серы и воды, а при недостатке кислорода – серы и воды:



Эта реакция используется для промышленного получения серы.

Расчет материального баланса

Количество получаемой серы = 6510,41 кг/ч

$$G_s = \frac{\text{П} \times 1000}{\dots}, \text{ где}$$

$$N \times 24$$

где Π – производительность установки

N – рабочие дни.

Количество 100% сероводородного газа, которое необходимо сжечь в печи, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{G_s \times 22,4}{M_s} = \frac{6510,41 \times 22,4}{98} = 1488,09 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ где}$$

где G_s - производительность установки, $\text{кг}/\text{час}$;

M_s – молекулярная масса серы.

С учетом производственных потерь (5%), необходимо подать в печь, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{100\% \text{-ного } \text{H}_2\text{S}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{S}}}{0,95} = \frac{1488,09}{0,95} = 1566,41 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\text{или } V_{90\% \text{-ного сероводородного газа}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{S}}}{0,9 \times 0,95} = \frac{1488,09}{0,9 \times 0,95} = 1750,69 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество O_2 , которое необходимо подать в печь в $\text{кг}/\text{час}$:

$$G_{\text{O}_2} = r_{\text{H}_2\text{S}} \times V_{100\% \text{-ного } \text{H}_2\text{S}} = 2410,70 \text{ кг}/\text{час}$$

где плотность сероводорода $r_{\text{H}_2\text{S}} = 1,539 \text{ кг}/\text{м}^3$

Количество водяного пара и азота, поступающего в печь с сероводородным газом, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\text{N}_2} = V_{90\% \text{-ного сероводородного газа}} \times 0,05 = 1750,69 \times 0,05 = 87,53 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество водяного пара, поступающего в печь с сероводородным газом, $\text{кг}/\text{ч}$:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = r_{\text{H}_2\text{O}} \times V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,8043 \times 87,53 = 70,40 \text{ кг}/\text{ч}$$

где плотность водяного пара $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,8043 \text{ кг}/\text{м}^3$

Количество азота, поступающего в печь с сероводородным газом, $\text{кг}/\text{ч}$:

$$G_{\text{N}_2} = r_{\text{N}_2} \times V_{\text{N}_2} = 1,251 \times 87,53 = 109,50 \text{ кг}/\text{ч}$$

где плотность азота $r_{N_2} = 1,251 \text{ кг/м}^3$

Количество сухого воздуха, подаваемого в печь, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{\text{сухого воздуха}} = V_{90\% \text{-ного сероводородного газа}} \times 10 = 1750,69 \times 10 = 17506,90 \text{ м}^3/\text{ч}$$

С воздухом войдет в печь водяных паров, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{2_{H_2O}} = \frac{V_{90\% \text{-ного сероводородного газа}} \times 0,01}{0,99} = 17,68 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество водяных паров, поступающих в печь с воздухом, кг/ч :

$$G_{2_{H_2O}} = r_{H_2O} \times V_{2_{H_2O}} = 14,22 \text{ кг/ч}$$

где плотность водяного пара $r_{H_2O} = 0,8043 \text{ кг/м}^3$

Кроме того, с воздухом поступит 21% кислорода и 79% азота.

Количество кислорода, поступившего с воздухом, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{1_{O_2}} = V_{\text{сухого воздуха}} \times 0,21 = 17506,90 \times 0,21 = 3676,44 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество кислорода, поступившего с воздухом, кг/ч :

$$G_{1_{O_2}} = r_{O_2} \times V_{1_{O_2}} = 1,43 \times 3676,44 = 5257,30 \text{ кг/ч}$$

где плотность кислорода $r_{O_2} = 1,43 \text{ кг/м}^3$

Количество азота, поступившего с воздухом, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{2_{N_2}} = V_{\text{сухого воздуха}} \times 0,79 = 17506,90 \times 0,79 = 13830,45 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество азота, поступившего с воздухом, кг/ч :

$$G_{2_{N_2}} = r_{N_2} \times V_{2_{N_2}} = 1,251 \times 13830,45 = 17301,89 \text{ кг/ч}$$

где плотность азота $r_{N_2} = 1,251 \text{ кг/м}^3$

Всего в печь поступает:

$$G_{\text{прихода}} = G_{100\% \text{-ного } H_2S} + G_{1_{H_2O}} + G_{1_{N_2}} + G_{1_{O_2}} + G_{2_{N_2}} + G_{2_{H_2O}} = 6510,41 + 70,40 + 109,50 + 5257,30 + 17301,89 + 14,22 = 29263,72 \text{ кг/ч}$$

На сжигание сероводорода, согласно реакции (1), израсходуется кислорода, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{O_2} = V_{90\% \text{-ного сероводородного газа}} \times 0,9 \times 0,5 = 1750,69 \times 0,9 \times 0,5 = 787,81 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество кислорода, которое израсходуется на сжигание сероводорода, кг/ч :

$$G_{O_2} = r_{O_2} \times V_{O_2} = 1,43 \times 787,81 = 1126,56 \text{ кг/ч}$$

где плотность кислорода $r_{O_2} = 1,43 \text{ кг/м}^3$

Количество и состав обжигового газа:

В состав газа входит до 1% SO_2 , кг/ч:

$$G_{SO_2} = G_s \times 0,01 = 6510,41 \times 0,01 = 65,10 \text{ кг/ч}$$

Количество кислорода, кг/ч:

$$G_{2O_2} = G_{1O_2} - G_{O_2} = 5257,30 - 1126,56 = 4130,74 \text{ кг/ч}$$

Количество водяного пара, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$V_{3H_2O} = V_{1H_2O} + V_{100\% \text{-ного } H_2S} + V_{2H_2O} = 87,53 + 17,68 = 105,21 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество водяного пара, кг/ч:

$$G_{3H_2O} = r_{H_2O} \times V_{3H_2O} = 0,8043 \times 105,21 = 84,62 \text{ кг/ч}$$

где плотность водяного пара $r_{H_2O} = 0,8043 \text{ кг/м}^3$

Количество азота, кг/ч:

$$G_{3N_2} = G_{2N_2} + G_{1N_2} = 17301,89 + 109,50 = 17411,39 \text{ кг/ч}$$

Выход продуктов:

$$G_{\text{расхода}} = G_s + G_{SO_2} + G_{2O_2} + G_{3H_2O} +$$

$$G_{3N_2} = 6510,41 + 65,10 + 4130,74 + 84,62 + 17411,39 = 29062,37 \text{ кг/ч}$$

Потери:

$$G_{\text{потерь}} = G_{\text{прихода}} - G_{\text{расхода}} = 29263,72 - 29062,37 = 201,35 \text{ кг/ч}$$

Составляем материальный баланс производства серы

Таблица 1 – Материальный баланс производства серы

Материальный баланс		
Сырье	% масс.	кг/ч
Сероводород	100,00	29263,72
Всего:	100,00	29263,72
Продукты		
Сера элементарная	97,00	6510,41
Потери	3,00	201,35
Всего:	100,00	6711,76

Расчет теплового баланса

Приход теплоты

Количество теплоты за счет поступающего сероводородного газа (условно считаем, что газ содержит только сероводород), кДж/ч:

$$Q_1 = V_{90\% \text{-ного сероводородного газа}} \times 1,47 \times t = 1750,69 \times 1,47 \times 20 = 51470,28 \text{ кДж/ч}$$

где 1,47 – теплоемкость сероводорода, отнесенная к 1м³ газа при нормальных условиях, кДж/(м³ × °С);

t – температура, поступающего сероводородного газа.

Количество теплоты, вносимой воздухом, кДж/ч:

$$Q_2 = (V_{90\% \text{-ного сероводородного газа}} + V_{2\text{H}_2\text{O}}) \times 1,34 \times t = (1750,69 + 17,68) \times 1,34 \times 20 = 47392,31 \text{ кДж/ч}$$

где 1,34 – теплоемкость воздуха (ввиду малого содержания влаги в воздухе различием теплоемкости водяного пара и сухого воздуха пренебрегаем), кДж/(м³ × °С);

t – температура, поступающего воздуха.

Количество тепла, выделяющееся при сжигании сероводорода, кДж/ч:

$$Q_3 = \frac{V_{100\% \text{-ного H}_2\text{S}} \times 519,3 \times 1000}{22,4} = 36314138,97 \text{ кДж/ч}$$

где 519.3 кДж – теплота сгорания 1 моль H₂S.

Общее количество поступившей теплоты:

$$Q_{\text{прихода}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 51470,28 + 47392,31 + 36314138,97 = 36413001,56 \text{ кДж/ч}$$

Расход теплоты.

За счет теплопотерь из печи в окружающее пространство, принимаем равными 20% от прихода теплоты, уходит, кДж/ч:

$$Q_{\text{теплопотерь}} = Q_{\text{прихода}} \times 0,2 = 36413001,56 \times 0,2 = 7282600,31 \text{ кДж/ч}$$

Теплота, уносимая обжиговым газом, равна разности между приходом теплоты и теплопотерями:

$$Q_{\text{с печным газом}} = Q_{\text{прихода}} - Q_{\text{теплопотерь}} = 36413001,56 - 7282600,31 = 29130401,25 \text{ кДж/ч}$$

Составляем тепловой баланс сжигания сероводорода.

Таблица 2 Тепловой баланс сжигания сероводорода

Приход	кДж/ч	Расход	кДж/ч
с сероводородным газом (Q ₁)	51470,28	теплопотери	7282600,31
с воздухом (Q ₂)	47392,31	с печным газом	29130401,25
теплота реакции (Q ₃)	36314138,97		
Итого:	36413001,56	Итого:	36413001,56

Технологический расчет сепаратора.

Размер вертикального гравитационного сепаратора зависит в основном от расхода газа и определяется по формуле

$$D = \frac{V \cdot z \cdot T \cdot v_t \rho_t}{82P \cdot d^2(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})} \quad (1)$$

где D – внутренний диаметр сепаратора, м; V – дебит газа при нормальных условиях, м³/сут.; P – давление в сепараторе, Н/м²; T – абсолютная температура в сепараторе; z – коэффициент сжимаемости газа в сепараторе при рабочем давлении; d – диаметр капле жидкости, м; v – кинематическая вязкость газа, м²/с; $\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{н}}$ – плотность газа и нефти соответственно при давлении и температуре в сепараторе, кг/м³.

Кинематическая вязкость газа, приведенная к условиям в сепараторе [19], м²/с

$$V_{\text{г}} = v_0 z \frac{P_0(T_0 + C_{\text{г}})}{P(T + C_{\text{г}})} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{0,5}, \quad (2)$$

где $v_0 = 14,5 \cdot 10^{-6}$ м²/с – кинематическая вязкость для метана ($12,9 \cdot 10^{-6}$ м²/с – для прочих газов), $C_{\text{г}} = 210$ – температура постоянная для газа.

Плотность газа, приведенная к условиям в сепараторе, кг/м³,

$$\rho_r = \rho_0 \frac{PT_0}{P_0T_r}, \quad (3)$$

где ρ_0 – плотность газа при нормальных условиях (для метана $\rho_0=0,72$ кг/м³).

Пропускная способность сепаратора по жидкости, м³/сут.,

$$Q_{\text{ж}} = 36964 \frac{D^2(\rho_{\text{ж}} - \rho_r)d^2}{v_r \rho_r} \quad (4)$$

Скорость движения газа в вертикальном сепараторе, м/с,

$$V_r = 5,56 \cdot 10^{-3} \frac{VT_r}{D^2 P} \quad (5)$$

Скорость осаждения капель жидкости или твердых частиц, имеющих форму шара [25],

$$I_{\text{ч}} = \frac{d^2(\rho_{\text{ж}} - \rho_r)g}{18v_r \rho_r} \quad (6)$$

Для эффективной работы сепаратора должно соблюдаться соотношение

$$I_{\text{ч}} \geq 1,2V_r.$$

Высота вертикального сепаратора обычно не превышает 4-5 его диаметров.

Толщина стенки цилиндрической части корпуса [25], м,

$$S = \frac{PD_{\text{ц}}}{2R_z \varphi} + C \quad (7)$$

где – R_z – допускаемое напряжение, МПа; φ – коэффициент прочности сварного шва ($\varphi = 0,85$ при подварке стыковых швов с внутренней стороны и $\varphi = 0,65$ без подварки); C – запас на коррозию 0,004 м.

Днища сосудов, особенно верхние, чаще выполняют эллиптическими. Толщина стенки эллиптических отбортованных днищ [25], м,

$$S_{\text{д}} = \frac{PD_{\text{д}} \gamma_{\text{д}}}{2R_z \varphi} + C \quad (8)$$

где y_3 – коэффициент перенапряжения днища (определяется по графику в зависимости от H/D); H – эллиптического днища.

Толщину стенки эллиптического днища можно также определить через наружный диаметр:

$$S = \frac{PD_n y_3}{2R_z \varphi + P y_3} + C, \quad (9)$$

где D_n – наружный диаметр сепаратора, м; P – давление в сепараторе, Н/м².

Напряжения, возникающие в эллиптическом днище, Н/м²,

$$\sigma = \frac{PD_n y_3}{2\varphi(S-C)}; \quad (10)$$

$$\sigma = \frac{P[D_n - (S-C)] y_3}{2\varphi(S-C)}. \quad (11)$$

Нижние днища часто выполняют коническими. Толщина стенки конического днища определяется по формуле

$$S = \left(\frac{PD}{2R_z \varphi \cdot \cos \alpha} \right) + C, \quad (12)$$

где α – угол наклона направляющей конуса к вертикали.

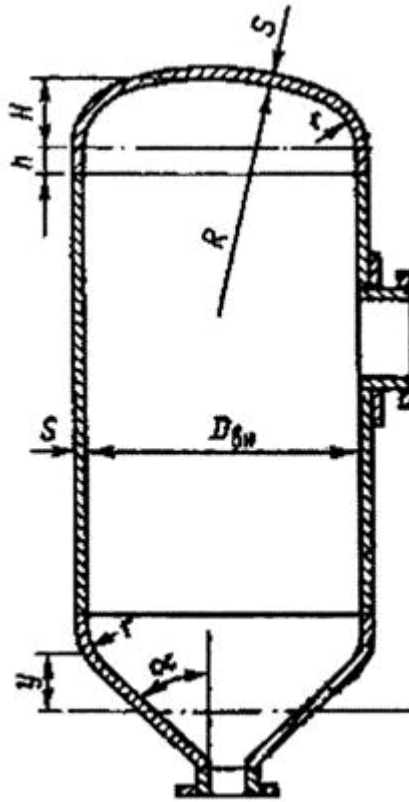


Рисунок 1 Схема корпуса вертикального сепаратора

Дано: Рассчитать вертикальный гравитационный сепаратор, если дебит газа $V = 15000 \text{ м}^3/\text{сут}$; $P = 1,6 \text{ МПа}$; $t = 30^\circ$; $d = 0,5 \text{ см}$; $\rho_o = 1,12 \text{ кг/м}^3$; $\rho_n = 850 \text{ кг/м}^3$.

Решение: Предварительно определим коэффициент сжимаемости газа в сепараторе при рабочем давлении по стандартным графикам

Относительная плотность газа $\rho = \rho_o/\rho_v = 1,12/1,22 = 0,92$.

$P_{п.к.} = 45,5 \text{ кг/м}^3$; $T_{п.к.} = 240^\circ\text{К}$.

Далее находим приведенные давление и температуру:

$P_{пр} = 16/45,5 = 0,35$;

$T_{пр} = 303/240 = 1,26$.

По графикам (см. рис. 3.4) находим $z = 0,97$.

Плотность газа, приведенную к условиям в сепараторе, найдем по формуле (3):

$$\rho_r = 1,12 \frac{1,6 \cdot 273}{0,103 \cdot 303 \cdot 0,97} = 16,16 \text{ кг/м}^3.$$

По формуле (2) определим кинематическую вязкость газа, приведенную к условиям в сепараторе:

$$v_r = 14,5 \cdot 0,97 \cdot \frac{0,103(273+210)}{1,6(303+210)} \left(\frac{303}{273} \right)^{\frac{1}{2}} = 0,9 \text{ сСт.}$$

Внутренний диаметр вертикального гравитационного сепаратора определим по формуле (1.):

$$D = \sqrt{\frac{15000 \cdot 0,97 \cdot 303 \cdot 0,97 \cdot 16,16}{82 \cdot 1,6 \cdot 10^5 \cdot 0,005^2 (850 - 16,16)}} = 4,84 \text{ м.}$$

По формуле (4) найдем пропускную способность сепаратора по жидкости:

$$Q_{\text{ж}} = 36964 \frac{4,84^2 (850 - 16,16) 25 \cdot 10^{-6}}{0,9 \cdot 16,16} = 1241 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

По формуле (5) определим скорость движения газа в вертикальном сепараторе:

$$V_r = 5,56 \cdot 10^{-3} \frac{15000 \cdot 303 \cdot 0,97}{4,84^2 \cdot 1,6 \cdot 10^6} = 0,654 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Скорость осаждения капель жидкости в сепараторе по формуле (6)

$$I_{\text{ч}} = \frac{25 \cdot 10^{-3} (850 - 16,16) \cdot 9,81}{18 \cdot 0,9 \cdot 16,16} = 0,781 \cdot 10^{-3} \text{ м/с; } I_{\text{ч}} > V_r$$

Толщину стенки цилиндрической части сепаратора находим по формуле (7), приравняв $D_k D_{\text{ср}}$:

$$S = \frac{1,6 \cdot 10^5 \cdot 4,84}{2 \cdot 245 \cdot 10^5 \cdot 0,85} + 0,004 = 0,0225 \text{ м} = 22,5 \text{ мм,}$$

где $R_z = 295/1.2 = 245$ МПа для Стали 35; $\varphi = 0,85$ – подварка швов с внутренней стороны.

Уточним толщину стенки, полагая $D_{cp} = D + S + 4,862$ м:

$$S = \frac{1,6 \cdot 10^5 \cdot 4,862}{2 \cdot 245 \cdot 10^5 \cdot 0,85} + 0,004 = 0,0227 \text{ м} = 22,7 \text{ мм.}$$

Толщину стенки эллиптического отбортованного днища находим по формуле (8).

Принимая, что $H = 1,4$ м и $H/D = 0,29$ по рис. 3.3 найдем, что $y_3 = 0,82$.

Тогда

$$S = \frac{1,6 \cdot 10^5 \cdot 4,862 \cdot 0,82}{2 \cdot 245 \cdot 10^5 \cdot 0,85} + 0,004 = 0,0193 \text{ м} = 19,3 \text{ мм.}$$

Напряжения, возникающие в эллиптическом днище, найдем по формуле (10):

$$\sigma = \frac{1,6 \cdot 10^5 \cdot 4,862 \cdot 0,82}{2 \cdot 0,85(0,0193 - 0,004)} = 245 \cdot 106 \text{ н/м}^2$$

Толщину стенки наклонного конического днища определим по формуле (12), полагая, что $\alpha = 35^\circ$:

$$S = \frac{1,6 \cdot 10^5 \cdot 4,84}{2 \cdot 245 \cdot 0,85 \cdot 0,819} + 0,004 = 0,0267 \text{ м} + 26,7 \text{ мм.}[8]$$

ВЫВОДЫ

1. Рассмотрена установка производства серы и проведен анализ основных проблем и их причин при производстве серы на установках Клауса.

2. Изучены основные направления технологических модификаций на различных стадиях процесса Клауса. Среди наиболее перспективных направлений модернизации процесса переработки кислых газов можно выделить разработку систем доочистки хвостового газа на контактных аппаратах, которые дополняют стандартную технологическую схему.

3. Рассчитан материальный и энергетический баланс, на основании которого был сделан вывод, что главной проблемой процесса является недостаточно высокая степень извлечения серы из кислого газа. Использование более эффективных катализаторов позволяет улучшать ряд технологических показателей: – повысить конверсию сероводорода в серу с 97,0 % до 99,5 %; – продлить срок службы катализатора, что позволит снизить затраты на его замену; – снизить количество выбросов в окружающую среду за счет нетоксичного состава самого катализатора.

4. Рассчитаны размеры вертикального гравитационного сепаратора для выбора оптимальной модели оборудования при заданных объемах сырья.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Коршунова Т.Ю. Нефтешламы: состояние проблемы в Российской Федерации и методы снижения их отрицательного воздействия на окружающую среду. Экобиотехнология, 2019. – № 1.–С. 75-85.

2. Бусыгина Н.В., Бусыгин И.Г. Технология переработки природного газа и газового конденсата. Оренбург, Газпромпечатъ, 2002. - 432 с.

3. Лapidус А.Л., Голубева И.А., Болотина М.В. Производство и потребление газовой серы: проблемы и перспективы. Нефтепереработка и нефтехимия. - 2006. - № 9. - С. 25 - 32.

4. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. Часть 3 - я. - М.: ЦНИИТ Энефтехим, 2003. - 504 с.

5. Лукьянова Л.И., Тараканов Г.В. ООО «Газпром добыча Астрахань», журнал «Газовая промышленность». - 2012.- С. 49 - 57.

6. Воронкова Л.Б. Охрана труда в нефтехимической промышленности. - М.: Академия.- 2011. – 208 с.

7. Ластовкин Г.А. Справочник нефтепереработчика. – Л.: Химия. 1986. - 648 с.

8. Молчанов С.А., Золотовский Б.П., Зинченко Т.О. Усовершенствование технологии процессов Клауса и Сульфрен при внедрении катализаторов отечественного производства на Оренбургском ГПЗ. Оренбург, Защита окружающей среды в нефтегазовом комплексе. - 2006. - № 7. - С. 81 - 84.

9. Магарил Р.З. Теоретические основы химических процессов переработки нефти. – М.: Химия. 2007. - 311 с.

10.Мейерс Р.А. Основные процессы нефтепереработки. - СПб.: Профессия, 2012. - 940 с.

11. Широкова Г.С. Современные тенденции в развитии процесса Клауса. Пути решения задач по оптимизации работы установок производства

серы: тез. докл. Материалы докладов международной конференции. Топливо и экология. М., 2009. - С. 7 - 14.

12. Бусыгин И. Г., Бусыгина Н.В., Николаев В.В. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа. - М.: Недра. - 1998. - 184 с.

13. Пат. 2818272 Российская Федерация. Процессы Sulfreen / А. Н. Павлов, В. С. Анищенко. - Заявка № 2012136616/15 от 14.05.2012; опубл. 12.06.2012, Бюл. № 21.

14. Пат. 2711605 Российская Федерация. Способ получения алюмооксидных катализаторов процесса Клауса и применение их на установках получения серы, В. П. Дмитренко. - Заявка № 2007074786/13 от 13.01.2007; опубл. 21.02.2007, Бюл. № 17.