**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**

**РОССИЙСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ НЕФТИ И ГАЗА им. И.М. ГУБКИНА**

**КАФЕДРА ГАЗОХИМИИ**

**ГРИГОРЬЕВА Н.А., ЖАГФАРОВ Ф.Г.**

**Расчет установки очистки газа от кислых компонентов растворами алканоламинов**

Методические указания по выполнению курсового проектирования по курсу Газохимия

(Технология углеводородных газов)

**Под редакцией проф. Лапидуса А.Л.**

**Москва - 2011**

**1 ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ**

Курсовой проект по технологии углеводородных газов выполняется в соответствии с учебным планом и имеет своей целью закрепление студентами знаний, полученных при изучении теоретического курса, более глубокое ознакомление с технологией конкретных производств, приобретение навыков по расчету и проектированию технологических установок и основных аппаратов.

Курсовой проект оформляется в виде расчетно-пояснительной записки и технологической схемы процесса, выполненной в формате А1[1] .

Исходными данными для выполнения курсового проекта являются материалы первой производственной практики на установке аминовой очистки углеводородных газов, а также литературные данные.

**2 СТРУКТУРА РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ**

**Титульный лист** (приложение 1)

**Оглавление**

**Введение** (1-2 стр.)

Назначение процесса

1. **Очистка углеводородных газов от кислых примесей** (литературный обзор) 10-12 стр.
   1. Краткая характеристика кислых примесей
   2. Классификация способов очистки и их распространенность
   3. Очистка газов растворами алканоламинов

1.3.1 Характеристика абсорбентов

1.3.2 Физико-химические основы процесса

1.3.3 Технологическое оформление

1.3.4 Области использования очищенного газа

**2. Расчет установки аминовой очистки**

**2.1 Технологическая схема процесса**

Приводится технологическая схема на формате А4 и ее описание с указанием технологических режимов работы основных аппаратов (данные производственной пректики).

**2.2 Исходные данные для проектирования**

**2.3 Расчет материальных балансов процесса по стадиям**

**2.4 Расчет тепловых балансов аппаратов** (по заданию преподавателя – руководителя курсового проекта)

**2.5 Расчет основного оборудования** (по заданию преподавателя – руководителя курсового проекта)

**Литература**

**2.2 Исходные данные**

1. Годовая производительность установки по исходному газу (или по очищенному газу) – задается руководителем курсового проекта

2. По материалам производственной практики принимается:

* число дней работы установки в году, n;
* состав исходного и очищенного газов (содержание кислых компонентов в очищенном газе может приниматься исходя из требований ГОСТа )
* состав абсорбента;
* соотношение абсорбент : очищаемый газ;
* основные параметры работы аппаратов и оборудования (температура, давление и т.п.)
* доля амина, подаваемого на разные тарелки абсорбера от общего количество регенерированного амина (может задаваться преподавателем)

## **2.3 Расчет материальных балансов**

**2.3.1 Материальный баланс абсорбера**

**1. Часовая производительность установки по исходному газу, нм3/ч**



где: Vгод – годовая производительность установки по исходному газу, нм3/ч;

τ - число часов работы установки в год, ч

**2. Количество очищенного газа**

***а) суммарное количество кислых компонентов в очищенном газе,***

, нм3/ч

где: – суммарная объемная доля СО2 и H2S в очищенном газе;

- суммарный объем углеводородов и азота в очищенном газе, нм3/ч

***б) количество очищенного газа***

 +, нм3/ч

**3. Рассчитывают составы исходного и очищенного газа (таблица 1)**

Таблица 1

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **Компоненты** | **Исходный газ** | | | | | **Очищенный газ** | | | | |
|  | **нм3/ч** | **% об.** | **ρ=М i/ 22,4/** | **кг/ч** | **% масс** | **нм3/ч** | **% об.** | **ρ** | **кг/ч** | **% масс** |
|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| **Итого** | **V** | **100** |  |  | **100** |  | **100** |  |  | **100** |

**4. Расчет статей прихода и расхода раствора амина**

**4.1 Приход раствора амина** в абсорбер в значительной степени зависит от выбранной технологической схемы. Так, в различные точки абсорбера могут быть введены различные количества раствора с различной степенью регенерации. В этом случае расчет проводят следующим образом:

Из стехиометрических соображений, учитывая, что реакция аминов с СО2 идет только на половину, уравнение баланса в системе будет выглядеть так:



где *G1рр, G2рр* - расход раствора амина в первую и вторую точку абсорбера, кг/ч;

*ma1р, ma2р* - мольная доля свободного амина в регенерированном растворе по отношению к суммарному, моль/моль;

*mа1н, ma2н* – мольная доля свободного амина в насыщенном кислыми компонентами растворе, моль/моль;

q1а, q2а – суммарная концентрация амина в растворах вводимых в 1-ю и 2-ю точки абсорбера; % масс. принимаем, что q1а = q2а (как обычно)

Принимают, что

*ma1р*<1 и *ma2р* < 1, *G1рр* + *G2рр* = *Gрр*; *G1рр*= α1*Gрр*; *G2рр*= (1-α1)*Gрр,*

*где: Gрр-* общий расход амина, кг/ч

*α -* доля амина, подаваемого на верхнюю тарелку абсорбера от общего количество регенерированного амина

**Общий расход раствора амина**

*Gрр* = , кг/ч.

Если химическое насыщение раствора амина приближается к единице, то суммарное насыщение превышает единицу, и необходимо учесть ***количество физически абсорбированных*** кислых компонентов. При этом следует использовать *эмпирические* соотношения по данным растворимости H2S и СО2 в воде при температуре 10 – 100 °С до парциального давления 2 МПа.

 , кг/ч  , кг/ч

где: Р – общее давление в абсорбере, МПа,

Ma – молекулярная масса амина;

t - температура абсорбции, °С.

**Приход аминового раствора с учетом химической и физической сорбции кислых компонентов:**

**=

По практическим данным принимаем:

(t , °С (температура в абсорбере); Р , МПа (давление в абсорбере), q1а=q2а=28%, α1 , ma1р = 0,98, ma2р = 0,94; ma1н= ma1н=0).

**4.2 При расчете статей расхода** вычисляется унос водяных паров и паров амина с очищенными газами и унос углеводородов с насыщенным раствором амина.

В соответствии с уравнением Менделеева- Клапейрона, унос воды GгН2О и амина Gга будут равны:

GгН2О = 10-3 кг/ч

Gга = 10-3, кг/ч

где  *РН2О* – парциальное давление паров воды над растворами аминов, Па;

*Ра* – парциальное давление паров аминов над их водными растворами, Па.

Используя приложение 2 находим РН2О

Давление паров амина *Ра* находим по приложению 3.

Находим мольную долю амина в растворе:

Са = моль/моль.

Уносом ДЭА за счет испарения можно пренебречь.

Унос углеводородов оценивается по растворимости метана в воде.

Пользуясь приложением 4 находим растворимость метана в воде при температуре и давлении абсорбции

кг/с

Таким образом расход влажного отходящего газа составит:

*Gовл.г.= Gог- GоСН4+ GгН2О + Gга*кг/ч.

Расход сухого очищенного газа с учетом потери с раствором амина составит:

*Gос.г.= Gог-GнрСН4* кг/ч.

Расход воды с насыщенным раствором амина снизится на величину уноса паров воды с отходящими очищенными газами и механического уноса.

*GнрН2О = GррН2О - GгН2О – 0,72Gмехрр*  кг/ч

Где Gмехрр= 0,009 (кг/с) (принимается по практическим данным, перевести в кг/ч)

Расход амина также уменьшится на величину уноса с отходящими газами и механического уноса.

*Gнра = Gрра - Gга – 0,28Gмехрр*кг/ч.

На основании полученных данных составляем материальный баланс абсорбера (табл.2 ):

Таблица 2

### 5. Материальный баланс абсорбера

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Статьи прихода/расхода |  | | | |
| Статьи прихода | кг/ч | % масс | нм3/ч | % об |
| 1. Исходный газ   в том числе:  углеводороды  сероводород  окись углерода   1. Регенерированный раствор амина:   в том числе:  амин  Вода |  |  |  |  |
| **ИТОГО** |  | 100 |  | 100 |
| Статьи расхода | кг/ч | % масс | нм3/ч | % об |
| 1. Влажный отходящий газ  в том числе:  сухой отходящий газ  водяные пары  2. Механический унос раствора амина   1. Насыщенный раствор амина:   в том числе:  амин  Н2О  Н2S  СО2  Углеводороды |  |  |  |  |
| **ИТОГО** |  | 100 |  | 100 |

##### 2.4 Тепловой баланс абсорбера

***Тепловой баланс абсорбера составляется*** ***для определения температуры****,* ***при которой насыщенный раствор амина выводится с низа абсорбера****.*

1. **Уравнение теплового баланса**

*Qпр=Qрас*

**1.1 Приход тепла**

*Qпр=Q1+Q2+Q3*

где: *Q1*-количество тепла с поступающим на очистку газом;

*Q2*-тепло с регенерированным раствором амина;

*Q3*-тепло, выделяющееся при взаимодействии амина с кислыми компонентами

**1.2 Расход тепла**

*Qр= Q4+Q5*

где: Q4- тепло, уносимое очищенным газом из абсорбера;

Q5- тепло, уносимое насыщенным абсорбентом из абсорбера

1. **Приход тепла**

**2.1 Количество тепла с поступающим на очистку газом**



где: - количество поступающего на очистку газа, кг/ч;

- энтальпия исходной газовой смеси при температуре поступления в абсорбер, кДж/кг

**Энтальпия газовой смеси вычисляется по формуле:**

****

где  - энтальпия смеси газов в идеальном состоянии, кДж/кг;

– поправка энтальпии на давление, кДж/кг.

Энтальпия идеальной газовой смеси рассчитывается по уравнению:



где – энтальпия компонентов газа, кДж/кг;

xi- массовая доля компонентов газовой смеси

 =  или = Сp(t)i \* T

Значения констант А, В, С, D – приведены в [6]

Поправка энтальпии на давление рассчитывается по формуле:



где *Тпс.кр.* – псевдокритическая температура смеси;

*Мсм –* средняя молекулярная масса смеси;

 – табличные функции от приведенных параметров [6];

*wсм* – фактор ацентричности смеси газов.

определяются в зависимости от приведенных давления Рпр и температуры Тпр

Тпр =  Рпр = 

Где: Т и Р – рабочие температура и давление;

Тпс.кр и Рпс.кр. – псевдокритические температура и давление

Псевдокритические температура и давление определяются по формуле:

*Тпс.кр.*= Σy i\*Tкрi  *Р пс кр= Σ yi \*Pкр i*

где Tкрi  - критическая температура i – го компонента [4-6]

Pкр i- критическое давление i-го компонента [4-6]

Мср - средняя молекулярная масса смеси

*Мсм* = Σyi \*Mi

Фактор ацентричности смеси определяется по формуле:

*wсм* = Σyi\* wi

Результаты расчета сводят в таблицу 3

Таблица 3

**Расчет псевдокритических параметров и фактора ацентричности исходной газовой смеси**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **компонент** | **Кг/ч** | **Молмасса** | **Кмоль/час** | **Мольная доля, yi** | **Ркр, МПа** | **Ткр, К** | **ωi** | **Ркр\* yi** | **Ткр\* yi** | **ωi\* yi** |
|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |

**2.2 Тепло, вносимое регенерированным абсорбентом**

*Q 2= G рег. аб.\*C\*t*

Где: G рег. аб – количество регенерированного абсорбента, кг/ч;

С – теплоемкость регенерированного раствора амина, 3,97 кДж/кг [9];

t – температура ввода регенерированного амина

**2.3 Теплота хемосорбции H2S и СО2 раствором амина**

****

****

****

где: - тепло, выделяемое при абсорбции H2S кДж/ч;

 - тепло, выделяемое при абсорбции СО2 кДж/ч;

 - количество поглощенного H2S, кг/ч;

 - количество поглощенного СО2 кг/ч;

 - удельная теплота абсорбции, 1905 кДж/кг;

 - удельная теплота абсорбции, 1918 кДж/кг.

**3. Энтальпия очищенного газа, выходящего из абсорбера рассчитывается аналогично п.2.1.**

Далее по разности прихода и расхода тепла находим количество тепла, уносимое насыщенным абсорбентом, ***Q5***.

Теплопотери в окружающую среду принимаем в пределах 0,5-2 % в зависимости от климатических условий.

Зная количество насыщенного абсорбента и зависимость его теплоемкости от температуры, находим температуру насыщенного абсорбента, ****

*Q 5= G насыщ.. аб.\*C\*t*, тогда

*С\*t= Q5/G насыщ. абс.*

**3. Расчет основных размеров абсорбера**

1. **Диаметр абсорбера** в наиболее нагруженном нижнем сечении рассчитывается по формуле:

Dн = 

где ρнр – плотность насыщенного раствора амина, кг/м3 ;

ρг – плотность исходного газа, кг/м3;

-расход насыщенного абсорбента, кг/с

К0 – Коэффициент зависящий от типа тарелки (для колпачковой желобчатой К0 = 0,3; для клапанной К0 = 0,4; для ситчатой К0 = 0,45);

С – коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками и условий процесса. (при расстоянии между тарелками 0,7 м для абсорберов С = 520).

Необходимое для расчетов значение ρг вычисляется по формуле:

*ρг = ρисх*

где Рн, Тн – нормальные температура и давление; Р, Т – рабочие температура и давление; z – коэффициент сжимаемости.

, кг/м3

Значение z представлено как функция от приведенного давления Ри.п. и приведенной температуры Тп. [8]

2. **Высота абсорбера** рассчитывается по формуле:

*На = h1 + Hт + h2* , м

где h1 – высота верхней камеры; Hт – высота тарельчатой части; h2 – высота нижней камеры.

По практическим данным принимается h1=Dн ; h2=1,5 Dн

Число тарелок в абсорбере **n** принимается по практическим данным

*Hт=0,6\*(n-1)*

**Литература**

1. П.С. Белов, И.Ф. Крылов, Б.П. Тонконогов “Методические указания по оформлению графической части курсовых и дипломных проектов”. М., 1975.
2. Лапидус А.Л., Голубева И.А., Жагфаров Ф.Г. Газохимия, Часть I. Первичная переработка углеводородных газов. – М., 2004 г., 242 с.
3. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
4. Осинина О.Г. “Определение физико-технических и тепловых характеристик нефтепродуктов, углеводородов и некоторых газов.” М. 1986. Части 1,2.
5. Технология переработки сернистого природного газа. Справочник. М: Недра, 2002, 517 с.
6. Стал и др. Химическая термодинамика органических соединений, - М., «Мир», 1971 г. (или Рабинович В.А. Теплофизические характеристики веществ. Справочник. М: 1968.)
7. Кузнецов А.А., Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов. Справочное пособие. 1983.
8. Викторов М.М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. Л.: Химия, 1977, 360 с.
9. Кемпбел Д.М. Очистка и переработка природных газов М.: Недра, 1977, 349 с.
10. Лапидус А.Л., Голубева И.А., Жагфаров Ф.Г. Газохимия. Учебное пособие. М: 2008. – 450 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

**Приложение 1**

Титульный лист

**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**

**РОССИЙСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ НЕФТИ И ГАЗА**

**им. И.М. ГУБКИНА**

**КАФЕДРА ГАЗОХИМИИ**

курсовой проект

**Расчет установки очистки газа от кислых компонентов растворами алканоламинов**

|  |  |
| --- | --- |
| **Проверил:**  **должность**\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_    **Ф.И.О.\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**  **Оценка\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_** | Выполнил: студент группы **\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**  **Ф.И.О.**  \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_ |

**Москва 2005**

**Приложение 2**

**Давление паров воды над растворами этаноламинов (Па)**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **Концентрация амина, мольн. доли** | **Температура, 0С** | **МЭА** | **ДЭА** | **ТЭА** |
| 0.00 | 30 | 4246 |  |  |
|  | 50 | 12530 |  |  |
|  | 75 | 38157 |  |  |
|  | 100 | 101300 |  |  |
| 0,25 | 30 | 2550 | 2430 | 2920 |
|  | 50 | 8240 | 7170 | 8600 |
|  | 75 | 29900 | 25500 | 27200 |
|  | 100 | 84000 | 86200 | 88200 |
| 0,5 | 30 | 1490 | 1535 | 1760 |
|  | 50 | 4960 | 5200 | 5430 |
|  | 75 | 19200 | 19350 | 18800 |
|  | 100 | 63800 | 61200 | 58200 |
| 0,75 | 30 | 706 | 573 | 862 |
|  | 50 | 2370 | 2550 | 2740 |
|  | 75 | 8140 | 8420 | 9900 |
|  | 100 | 31300 | 28500 | 31400 |

**Приложение 3**

**Давление паров аминов над их водными растворами (Па)**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **Концентрация амина, мольн. доли** | **Температура, 0С** | **МЭА** | **ДЭА** | **ТЭА** |
| 0.00 | 30 | 4 | 0,4 | 0,4 |
|  | 50 | 13,33 | 1,333 | 1,333 |
|  | 75 | 53,4 | 5,72 | 5,2 |
|  | 100 | 168,0 | 20,0 | 17,3 |
| 0,25 | 30 | 9,33 | 1,333 | 0,666 |
|  | 50 | 30,7 | 4,93 | 2,54 |
|  | 75 | 121,5 | 21,3 | 10,4 |
|  | 100 | 400,0 | 73,2 | 36,0 |
| 0,5 | 30 | 30,7 | 3,33 | 1,86 |
|  | 50 | 106,7 | 13,33 | 6,66 |
|  | 75 | 384,0 | 64,0 | 26,6 |
|  | 100 | 1275,0 | 243,0 | 92,0 |
| 0,75 | 30 | 108 | 11,6 | 6,52 |
|  | 50 | 441 | 48 | 22,6 |
|  | 75 | 1840 | 221 | 93,6 |
|  | 100 | 6680 | 842 | 322,0 |

**Приложение 4**

**Растворимость метана в воде, β (см3/г Н2О)**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **Давление,** | **Температура, оС** | | | | |
| **кг/см2** | **50** | **75** | **100** | **125** | **150** |
| 50 | 0,91 | 0,86 | 0,84 | 0,83 | 0,82 |
| 75 | 1,31 | 1,22 | 1,18 | 1,17 | 1,13 |
| 100 | 1,63 | 1,52 | 1,47 | 1,44 | 1,38 |
| 150 | 2,16 | 1,99 | 1,92 | 1,87 | 1,82 |