

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ  
ФЕДЕРАЦИИ  
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего  
образования  
«СЕВЕРО-КАВКАЗСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»  
Невинномысский технологический институт (филиал)

***МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ***

по выполнению практических работ  
по дисциплине «Технология связанного азота»  
для студентов очной, заочной формы обучения  
направления подготовки  
18.03.01 Химическая технология

Методические указания разработаны в соответствии с требованиями ФГОС ВО и рабочей программы дисциплины «Технология связанного азота». Указания предназначены для студентов очной, заочной формы обучения направления подготовки 18.03.01 Химическая технология.

Содержат основные разделы изучаемого теоретического материала, перечень вопросов необходимых для проработки, а также список рекомендуемой литературы.

*Составители*

*Н.А.Степовая, старший преподаватель кафедры ХХТ*

*Е.В.Сандальникова, ассистент кафедры ХХТ*

## Содержание

Практическое занятие 1. Производство аммиака.

Расчет материального баланса трубчатой печи для конверсии природного газа

Практическое занятие 2. Производство аммиака.

Расчет материального баланса стадии синтеза аммиака.

Практическое занятие 3. Производство аммиака. Расчет необходимого объема катализатора стадии синтеза аммиака

Практическое занятие 4. Производство азотной кислоты. Материальный баланс процесса.

Практическое занятие 5. Производство азотной кислоты. Тепловой баланс процесса.

Практическое занятие 6. Производство аммиачной селитры. Материальный баланс процесса.

Практическое занятие 7. Производство аммиачной селитры.

Тепловой баланс процесса.

Практическое занятие 8. Производство карбамида.

Материальный баланс процесса

Практическое занятие 9. Производство карбамида.

Тепловой баланс процесса.

**ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 1. ПРОИЗВОДСТВО АММИАКА.  
РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ТРУБЧАТОЙ ПЕЧИ ДЛЯ  
КОНВЕРСИИ ПРИРОДНОГО ГАЗА**

**Цель:** приобретение основ составления материального баланса процесса.

Организационная форма занятия – традиционная.

**Задача 1**

Объем природного газа поступающего в трубчатую печь – 41540 нм<sup>3</sup>/час. Соотношение П:Г (пар:газ), на входе в трубчатую печь, составляет 3,5:1. Природный газ, поступающий на конверсию, имеет состав (%об.): CH<sub>4</sub> – 90,0; C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> – 7,3; C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> – 0,7; C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> – 1,0; C<sub>5</sub>H<sub>12</sub> – 0,3; N<sub>2</sub> – 0,7. Степень конверсии по метану составляет 0,85. Отношение объемов CO:CO<sub>2</sub> в конвертированном газе равно значению константы равновесия реакции конверсии оксида углерода водяным паром при температуре конверсии 825 °C. Определить состав конвертированного газа на выходе из печи.

**Решение**

- 1) Объем пара поступающего в трубчатую печь, составит:

$$П:Г = 3,5 : 1$$

$$41540 \cdot 3,5 = 145390 \text{ нм}^3/\text{ч};$$

$$(145390/22,4) \cdot 18 = 116831,3 \text{ кг/ч.}$$

*Таблица 1.1– Вход газа в трубчатую печь*

Компоненты	Состав газа					
	Сухой газ			Влажный газ		
	нм <sup>3</sup> /ч	кг/ч	%об	нм <sup>3</sup> /ч	кг/ч	% об
CH <sub>4</sub>	37386	26704,3	90,0	37386	26704,3	20,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3032,4	4061,3	7,30	3032,4	4061,3	1,60
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	290,8	571,2	0,70	290,8	571,2	0,16
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	415,4	1075,6	1,0	415,4	1075,6	0,22
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	124,6	400,5	0,30	124,6	400,5	0,07
N <sub>2</sub>	290,8	363,5	0,70	290,8	363,5	0,15
H <sub>2</sub> O	–	–	–	145390	116831,3	77,80
Итого:	41540	33176,4	100	186930	150007,7	100

Пример расчета таблицы:

$$\text{CH}_4 - 41540 \cdot 0,90 = 37386 \text{ нм}^3/\text{ч}; (37386/22,4) \cdot 16 = 26704,3 \text{ кг/ч.}$$

2) Степень конверсии по метану составляет – 0,85, остаточное количество метана после печи:  $37386 \cdot 0,15 = 5607,9 \text{ нм}^3/\text{ч}$ .

3) Значение, константы равновесия реакции конверсии оксида углерода водяным паром при температуре конверсии 825 °С, составит:

$$\lg K = \frac{2203,24}{T} + 5,1588 \cdot 10^{-5} \cdot T + 2,5426 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 - 7,4617 \cdot 10^{-11} \cdot T^3 - 2,3$$

$$\lg K = \frac{2203,24}{1098} + 5,1588 \cdot 10^{-5} \cdot 1098 + 2,5426 \cdot 10^{-7} \cdot 1098^2 - 7,4617 \cdot 10^{-11} \cdot 1098^3 - 2,3$$

$$K = 0,95$$

По условию, соотношение объемов  $\text{CO}_2:\text{CO}$  в конвертированном газе составит:  $(V_{\text{CO}_2} / V_{\text{CO}}) = 0,95$

4) Составляем балансовые уравнения:

по углероду

$$37386 + 2 \cdot 3032,4 + 3 \cdot 290,8 + 4 \cdot 415,4 + 5 \cdot 124,6 = V_{\text{CO}_2} + V_{\text{CO}} + 5607,9$$

$$41000,3 = V_{\text{CO}_2} + V_{\text{CO}}$$

по водороду

$$145390 + 2 \cdot 37386 + 3 \cdot 3032,4 + 4 \cdot 290,8 + 5 \cdot 415,4 + 6 \cdot 124,6 = V_{\text{H}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + 2 \cdot 5607,9$$

$$222031,2 = V_{\text{H}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}}$$

по кислороду

$$0,5 \cdot 145390 = V_{\text{CO}_2} + 0,5V_{\text{CO}} + 0,5V_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$72695 = V_{\text{CO}_2} + 0,5V_{\text{CO}} + 0,5V_{\text{H}_2\text{O}}$$

В результате расчета системы уравнений получаем:

$$V_{\text{CO}} = 21025,8 \text{ нм}^3/\text{ч}; V_{\text{CO}_2} = 19974,5 \text{ нм}^3/\text{ч}; V_{\text{H}_2\text{O}} = 84415,2 \text{ нм}^3/\text{ч};$$

$$V_{\text{H}_2} = 137616,0 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Полученные расчетные данные сведем в таблицу 1.2.

5) Таблица 1.2 – Выход конвертированного газа из печи

Компоненты	Состав газа					
	Сухой газ			Влажный газ		
	нм <sup>3</sup> /ч	кг/ч	%об.	нм <sup>3</sup> /ч	кг/ч	% об.
CO <sub>2</sub>	19974,5	39235,6	10,8	19974,5	39235,6	7,4
CO	21025,8	26282,3	11,4	21025,8	26282,3	7,8
CH <sub>4</sub>	5607,9	4005,6	3,0	5607,9	4005,6	2,1
H <sub>2</sub>	137616,0	67833,6	74,6	137616,0	12287,1	51,2
N <sub>2</sub>	290,8	363,5	0,2	290,8	363,5	0,1
H <sub>2</sub> O	–	–	–	84415,2	67833,6	31,4
Итого:	184515,0	82174,1	100	268930,2	150007,7	100

**Задача 2**

Рассчитать состав конвертированного газа полученного при одноступенчатой каталитической конверсии метана смесью водяного пара и воздуха, обогащенного кислородом.

Данные для расчета:

Производительность конвертора, .....40000нм<sup>3</sup>/ч

Состав природного газа, %(об.):

метан.....98

азот.....2

Состав воздуха, обогащенного кислородом, %(об.):

кислород.....40

азот.....60

Объемное соотношение метана, водяного пара и кислорода на входе в конвертор.....1:1:0,6

Степень конверсии метана,%.....98

Температура на выходе из конвертора, °С.....850

Давление конверсии, Па.....37· 10<sup>5</sup>

Объем водяного пара на конверсию.....3000

Объемное соотношение CO<sub>2</sub>:CO:H<sub>2</sub>O в конвертированном газе... 1:2,3:3,16

### Задача 3

Составить материальный баланс процесса паровой конверсии природного газа, в трубчатой печи. Расчет вести на часовую производительность.

Данные для расчета:

Производительность конвертора, .....45000м<sup>3</sup>/ч

Состав природного газа, % (об.):

CH<sub>4</sub>.....98

C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>.....0,5

C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>.....1,3

N<sub>2</sub>.....1,3

Соотношение водяного пара и газа на входе в конвертор.....2,5:1

Степень конверсии метана,%.....70

Температура на выходе из конвертора, °С.....700

Соотношение CO<sub>2</sub>:CO в конвертированном газе соответствует равновесию реакции конверсии оксида углерода водяным паром.

ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 2. ПРОИЗВОДСТВО АММИАКА.  
РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА СТАДИИ СИНТЕЗА АММИАКА

**Цель:** приобретение основ составления материального баланса процесса.  
Организационная форма занятия – традиционная.

**Задача 1**

Синтез аммиака ведут при условиях: температура 500°C, и давлении 300 · 10<sup>5</sup> Па, объемная скорость 20000 ч<sup>-1</sup>. Определить, как изменится концентрация аммиака в газе, если содержание инертных газов меняется с 8% (об.) до 10% (об.).

Решение

1) Константу равновесия реакции синтеза определим по уравнению Ларсона и Доджа:

$$\lg \sqrt{K} = - \frac{2074,8}{T} + 2,4943 \lg T + \beta \cdot T - 1,8564 \cdot 10^{-7} T^2 - J$$

где:  $\beta = 1,256 \cdot 10^{-4}$  ;  $J = 2,206$ ;

$$\lg \sqrt{K_p} = - \frac{2074,8}{773} + 2,4943 \lg 773 + 1,256 \cdot 10^{-4} \cdot T - 1,8564 \cdot 10^{-7} T^2 - 2,206 = 2,317;$$

$$\sqrt{\sqrt{K_p}} = 207,4$$

2) Найдем равновесную концентрацию аммиака в газе для чистой стехиометрической азото-водородной смеси:

$$C_{\text{NH}_3}^2 - 200 C_{\text{NH}_3} - \frac{\sqrt{308} \sqrt{K_p}}{300} \cdot C_{\text{NH}_3} + 10^4 = C_{\text{NH}_3}^2 - 200 C_{\text{NH}_3} - \frac{308 \cdot 207,4}{300} \cdot C_{\text{NH}_3} + 10^4 = 0$$

$$C_{\text{NH}_3} = 25,9\%(\text{об.})$$

3) Содержание аммиака в газе после колонны синтеза при наличии инертных газов находим по формуле:

$$A = A_0 - \gamma \dot{I}$$

где:  $A_0$  – содержание аммиака на чистой АВС;

$\gamma$  – эмпирический коэффициент, зависящий от объемных скоростей и температуры (0,24)

$\dot{I}$  – концентрация инертных газов в АВС.

$$A_1 = 25,9 - 0,24 \cdot 8 = 23,98\% \text{ (об.)}$$

$$A_2 = 25,9 - 0,24 \cdot 10 = 23,5\% \text{ (об.)}$$

В заданных условиях при наличии инертных газов уменьшение равновесного выхода аммиака составит:

$$\text{при } 8\% \text{ (об.)} \quad \frac{25,9 - 23,98}{25,9} \cdot 100 = 7,4\%$$

$$\text{при } 10\% \text{ (об.)} \quad \frac{25,9 - 23,5}{25,9} \cdot 100 = 10,0\%$$

### **Задача 2**

Составить материальный баланс колонны синтеза аммиака (КС) и определить объем катализатора.

Данные для расчета:

Производительность колонны синтеза .....	60 т/ч
Объемная скорость газа.....	18000 ч <sup>-1</sup>
Средняя температура синтеза.....	500 °С
Суммарная концентрация инертных в газе в КС.....	12% (об.)
Температура вторичной конденсации.....	(- 5 °С)
Общее давление синтеза.....	300·10 <sup>5</sup> Па

### **Задача 3**

Определить расход свежей азотоводородной смеси (АВС) на синтез 1 т аммиака.

Данные для расчета:

Состав свежей АВС, % (об.):

N <sub>2</sub> .....	25
H <sub>2</sub> .....	74
Ar.....	0,4
CH <sub>4</sub> .....	0,6
Объем продувочных газов, м <sup>3</sup> /т.....	230

Содержание в продувочных газах, % (об.):

$\text{NH}_3$ .....	8
$\text{H}_2$ .....	63
$\text{N}_2$ .....	21

Объем газов, растворенных в жидком аммиака, м<sup>3</sup>/т:

$\text{H}_2$ .....	18
$\text{N}_2$ .....	6

### ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 3. ПРОИЗВОДСТВО АММИАКА. РАСЧЕТ НЕОБХОДИМОГО ОБЪЕМА КАТАЛИЗАТОРА СТАДИИ СИНТЕЗА АММИАКА

**Цель:** приобретение навыков расчета необходимого объема катализатора стадии синтеза аммиака.

Организационная форма занятия – традиционная.

#### *Задача 1*

Найти необходимый объем катализатора для обеспечения производительности колонны синтеза 63 т/ч аммиака. Содержание аммиака в поступающем в колонну газе 2,5% (об.). Синтез аммиака ведут при условиях: температура 500°C, и давлении  $300 \cdot 10^5$  Па, объемная скорость 20000 ч<sup>-1</sup>.

#### Решение

1) Содержание аммиака в газе на выходе из колонны определяем по формуле Волкова:

$$A = A^0 U^{-0,278}$$

где:

$A^0$  – коэффициент, зависящий от давления и температуры;

$U$  – объемная скорость.

$$A = 302 \cdot 20000^{-0,278}$$

$$lqA = 1,28$$

$$A = 19,05\%(\text{об.})$$

2) По формуле выход несколько завышен, поэтому вводим поправку 0,75 – 0,85:

$$19,05 \cdot 0,83 = 15,81\% (\text{об.})$$

3) Образовалось аммиака в колонне синтеза:

$$a = \frac{15,81 - 2,5}{100 + 2,5} \cdot 100 = 13,0\% (\text{об.})$$

4) Степень сокращения объема газовой смеси за счет протекания реакции синтеза:

$$\sigma = \frac{100+2,5}{100+15,81} = 0,89$$

5) Производительность колонны синтеза, отнесенная к 1 м<sup>3</sup> катализатора:

$$q = 0,771 \cdot U \cdot a \cdot \sigma$$

где:

0,771 – плотность газообразного аммиака, кг/м<sup>3</sup>;

U – объемная скорость газовой смеси, ч<sup>-1</sup>;

a – образование аммиака в колонне синтеза, в долях единицы;

σ – степень сокращения объема газовой смеси.

$$q = 0,771 \cdot 20000 \cdot 0,13 \cdot 0,89 = 1784,1 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$$

6) Необходимый объем катализатора составит:

$$V = (63 \cdot 1000) / 1784,1 = 35,3 \text{ м}^3$$

### **Задача 2**

Определить, насколько увеличится производительность 1 м<sup>3</sup> катализатора, если концентрацию инертных газов (Ar, CH<sub>4</sub>) в цикле синтеза аммиака снизить с 15% до 2%.

Данные для расчета:

Давление в колонне, Па.....	300 · 10 <sup>5</sup>
Температура синтеза, °С.....	500
Температура вторичной конденсации, °С.....	(-4)
Объемная скорость газа, м <sup>3</sup> /(ч·м <sup>3</sup> катализатора).....	20000

### **Задача 3**

Определить, насколько увеличится производительность 1 м<sup>3</sup> катализатора в колонне синтеза аммиака, если объемную скорость газовой смеси увеличить с 15000 до 20000 м<sup>3</sup>/(ч·м<sup>3</sup> катализатора).

Данные для расчета:

Давление в колонне, Па.....	300 · 10 <sup>5</sup>
-----------------------------	-----------------------

Температура синтеза, °С.....	500
Температура вторичной конденсации, °С.....	(-2)
Содержание инертнов в газовой смеси в колонне синтеза, % (об.).....	5

#### ***Задача 4***

Рассчитать необходимый объем катализатора в колонне синтеза аммиака – производительностью 1500 т/сут. Содержание аммиака в поступающем в колонну газе 2,5 %(об.). Синтез проводится под давлением 32 МПа при температуре 773 К и объемной скорости газа 20000 ч<sup>-1</sup>

**ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 4. ПРОИЗВОДСТВО АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ.  
МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА**

**Цель:** приобретение основ составления материального баланса процесса

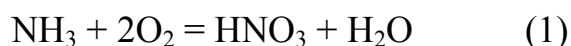
Организационная форма занятия – традиционная

**Задача 1**

Составить материальный баланс стадии контактного окисления аммиака в производстве неконцентрированной азотной кислоты. Производительность установки по моногидрату 14,0 т/ч. Степень конверсии 93%, степень абсорбции 99%. Концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси – 11,5% (об.).

**Решение**

1) Вычисляем количество аммиака, необходимое для производства 14,0 т/час моногидрата азотной кислоты. Из балансового уравнения производства азотной кислоты:



следует, что 1 кмоль  $\text{HNO}_3$  образуется из 1 кмоль  $\text{NH}_3$ .

2) Масса аммиака, необходимая для производства 14000 кг азотной кислоты составит:

$$M(\text{ам.}) = \frac{17 \cdot 14000}{63 \cdot K_1 \cdot K_2} = \frac{17 \cdot 14000}{63 \cdot 0,93 \cdot 0,99} = 4103,2 \text{ кг/ч}$$

где:

17 – мольная масса аммиака;

63 – мольная масса азотной кислоты;

$K_1 = 93\%$  – степень конверсии аммиака;

$K_2 = 99,0\%$  – степень абсорбции оксидов азота.

3) Объем (при н. у.) этой массы аммиака составит:

$$V(\text{ам}) = \frac{4103,2 \cdot 22,4}{17} = 5406,6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где:

22,4 – мольный объем газа.

4) Вычисляем объем воздуха, необходимый для производства 14,0 т/ч моногидрата азотной кислоты:

$$V(\text{воз}) = V(\text{ам}) \cdot \frac{100-11,5}{11,5} = 41607,1 \text{ м}^3/\text{ч воздуха}$$

где:

11,5% (об.) – концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси.

5) Объем поступающих с воздухом, м<sup>3</sup>:

$$\text{Водяных паров: } V(\text{в. пар.}) = 41607,1 \cdot \frac{31,82}{760} = 1742,0 \text{ м}^3/\text{ч};$$

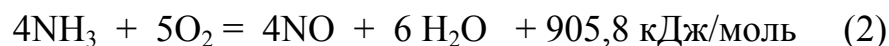
$$\text{Сухого воздуха: } V(\text{с.в.}) = 41607,1 - 1742,0 = 39865,0 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где:

31,82 мм рт. ст. – давление насыщенного водяного пара при 0 °С;

760 мм рт. ст. – атмосферное давление.

6) Процесс окисления аммиака рассчитываем по следующим уравнениям:



7) Принимая процентное содержание кислорода и азота в воздухе равными 21% и 79% (об), вычисляем поступающие с воздухом в контактный аппарат объемы этих газов:

$$V_{\text{кис}} = 0,21 \cdot V(\text{с.в.}) = 0,21 \cdot 39865,0 = 8371,7 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$V_{\text{аз}} = 0,79 \cdot V(\text{с.в.}) = 0,79 \cdot 39865,0 = 31493,4 \text{ м}^3/\text{ч}$$

8) Вычисляем объемы образующихся газов по реакции (2):

Оксида азота:

$$V_{\text{NO}} = K_1 \cdot V(\text{ам}) = 0,93 \cdot 5406,6 = 5028,1 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Паров воды:

$$V(\text{в. пар.2}) = \frac{6}{4} \cdot K_1 \cdot V(\text{ам}) = \frac{6}{4} \cdot 0,93 \cdot 5406,6 = 7542,2 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расходуемого при протекании этой реакции кислорода:

$$V_{\text{кис2}} = \frac{5}{4} \cdot 0,93 \cdot V(\text{ам}) = \frac{5}{4} \cdot 0,93 \cdot 5406,6 = 6285,2 \text{ м}^3/\text{ч}$$

9) Вычисляем объемы образующихся газов по реакции (3):

$$V_{\text{аз3}} = \frac{1}{2} (1 - K_1) \cdot V(\text{ам}) = \frac{1}{2} (1 - 0,93) \cdot 5406,6 = 189,2 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Паров воды

$$V(\text{в. пар.3}) = \frac{6}{4} \cdot (1 - K_1) \cdot V(\text{ам}) = \frac{6}{4} \cdot (1 - 0,93) \cdot 5406,6 = 567,7 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Расходуется при протекании этой реакции кислорода:

$$V_{\text{кис3}} = \frac{3}{4} \cdot (1 - K_1) \cdot V(\text{ам}) = \frac{3}{4} \cdot (1 - 0,93) \cdot 5406,6 = 283,9 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

10) Вычисляем находящиеся в газе после окисления аммиака объемы:

Кислорода:

$$V_{\text{O}_2} = V_{\text{кис}} - (V_{\text{кис}_2} + V_{\text{кис}_3}) = 8371,7 - (6285,2 + 283,9) = 1802,6 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Азота:

$$V_{\text{N}_2} = V_{\text{аз}} + V_{\text{аз3}} = 31493,4 + 189,2 = 31682,6 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Паров воды:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = V(\text{в. пар.}) + V(\text{в. пар.2}) + V(\text{в. пар.3}) = 1742,0 + 7542,2 + 567,7 = 9851,9 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

*Таблица 4.1 – Материальный баланс процесса*

Вход газа в реактор				Выход газа из реактора			
Состав газа							
	кг/ч	нм <sup>3</sup> /ч	% об		кг/ч	нм <sup>3</sup> /ч	% об.
NH <sub>3</sub>	4103,2	5406,6	11,5	O <sub>2</sub>	2575,1	1802,6	3,7
O <sub>2</sub>	11959,6	8371,7	17,8	N <sub>2</sub>	39603,2	31682,6	65,5
N <sub>2</sub>	39366,8	31493,	67,0	NO	6734,1	5028,1	10,4
H <sub>2</sub> O	1399,8	1742,0	3,7	H <sub>2</sub> O	7916,7	9851,9	20,4
Итого	56829,4	47013,	100	Итого	56829,1	48365,2	100

### **Задача 2.**

Рассчитать материальный баланс стадии контактного окисления аммиака в производстве разбавленной азотной кислоты и определить температуру поступающей в контактный аппарат аммиачно-воздушной смеси, при которой процесс окисления протекал бы автотермично при температуре контактирования. Расчет вести на часовую производительность.

Данные для расчета:

Производительность по моногидрату $\text{HNO}_3$ , т/ч	14,5
Содержание аммиака в аммиачно-воздушной смеси, % об.	10,5
Давление в системе, Па	$7,3 \cdot 10^5$
Температура контактирования	900
Выход по конверсии аммиака $h_k$ , %	95
Выход по абсорбции $h_a$ , %	99
Потери тепла от прихода, %	6

*Примечание.* Содержанием паров воды в аммиачно-воздушной смеси пренебречь.

### ***Задача 3.***

Определить время, необходимое для окисления оксида азота (II) кислородом до 80% при температуре 323 К и давлении 0,716 МПа, если исходный газ содержит 7% оксида азота (II) и 6% кислорода.

### ***Задача 4.***

Нитрозный газ в количестве 1000 м<sup>3</sup> состава, % (об.): оксида азота (II) – 7,5; кислорода – 5%, азота – 81,5 окисляется на 40%. Определить состав газа после окисления.

### ***Задача 5.***

Рассчитать диаметр контактного аппарата для окисления аммиака кислородом воздуха производства неконцентрированной азотной кислоты под давлением 0,716 МПа, производительностью 14,7 т/ч азотной кислоты. Степень окисления аммиака составляет 0,996, а степень абсорбции оксидов азота 0,99. Содержание аммиака в аммиачно-воздушной смеси, поступающей на окисление, составляет 11% (об.). Катализатор представляет собой сетки из проволоки платинородиевого сплава диаметром 0,009 см с числом отверстий 1024 на 1 см<sup>2</sup>. Температура окисления 1173 К.

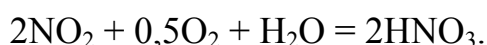
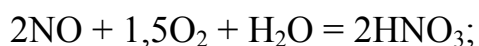
### ***Задача 6***

Рассчитать материальный баланс абсорбционной колонны в производстве разбавленной азотной кислоты и на его основе определить количество моногидрата  $\text{HNO}_3$ , образующегося в час в абсорбционной колонне, и количество парового конденсата, подаваемого на орошение.

Данные для расчета:

Объем поступающего нитрозного газа, м <sup>3</sup> /ч	51500
Состав поступающего нитрозного газа, об. %:	
NO	0,9
NO <sub>2</sub>	4,8
O <sub>2</sub>	4,7
N <sub>2</sub>	88,7
H <sub>2</sub> O	0,9
Степень абсорбции, %	99
Концентрация продукционной азотной кислоты, %	56
Давление в абсорбционной колонне, Па	$7,3 \cdot 10^5$
Температура орошающего конденсата, °С	20

*Примечание.* В расчете использовать реакции:



### **Задача 7.**

Определить степень поглощения оксидов азота, степени превращения их в азотную кислоту и состав газа при равновесии. Для поглощения используют нитрозный газ, содержащий 1,5% оксида азота (II), 5% оксида азота (IV) и 1,5% диоксида азота (димер). Условно принять, что окисление нитрозного газа кислородом не происходит.

### **Задача 8.**

Определить максимальную концентрацию азотной кислоты, которая могла бы быть получена из нитрозного газа, если бы вся вода, образованная при окислении аммиака была бы использована на получение азотной кислоты. Степень окисления аммиака принять равной 98%, а степень насыщения воздуха парами воды при температуре 293 К 100%.

## ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 5. ПРОИЗВОДСТВО АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА

**Цель:** приобретение основ составления теплового баланса процесса

Организационная форма занятия – традиционная

### **Задача 1**

На основании результатов расчета предыдущей задачи, рассчитать температуру аммиачно-воздушной смеси, подаваемой на контактное окисление, для обеспечения автотермичности процесса окисления аммиака.

### Решение

1) Рассчитаем среднюю теплоемкость аммиачно-воздушной смеси.

Уравнение зависимости теплоемкости от температуры:

$$\Delta C_p = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 + \Delta c'/T^2.$$

Средняя теплоемкость аммиачно-воздушной смеси равна:

$$C_{ср} = 0,01 (35,8 \cdot 11,5 + 28,7 \cdot 84,8 + 32,6 \cdot 3,7) = 29,8 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$$

Где:

35,5; 28,7; 32,6 – теплоемкости аммиака, сухого воздуха и паров воды, кДж/(кмоль·К).

$$Q_1 = C_{ср} \cdot \frac{V_{см}}{22,4} t_x$$

2) Вычисляем теплоты, выделяемые при протекании реакций, приведенных в задаче 6.

$$Q_2 = \frac{905800}{4} \cdot \frac{5028,1}{2} + \frac{1266960}{2} \cdot \frac{189,2}{2} = 56181592 \text{ кДж}$$

где:

905800 – тепловой эффект реакции (2) в кДж/кмоль;

1266960 – тепловой эффект реакции (3) в кДж/кмоль.

3) Вычисляем среднюю теплоемкость нитрозного газа:

Уравнение зависимости теплоемкости от температуры:

$$\Delta C_p = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 + \Delta c'/T^2.$$

$$C_{ср.г.} = 0,01(31,68 \cdot 10,4 + 32,3 \cdot 3,7 + 30,8 \cdot 65,5 + 37,4 \cdot 20,4) = 32,29 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$$

4) Рассчитаем теплоту, уносимую нитрозными газами.

$$Q_3 = C_{\text{ср}} \cdot \text{н.г.} \cdot \frac{V_{\text{н.г.}}}{22,4} \cdot t_{\text{г}} = 32,29 \cdot \frac{48365,2}{22,4} \cdot 900 = 62747369,5 \text{ кДж.}$$

5) Определяем теплопотери в окружающую среду:

$$Q_{\text{пот}} = 0,04(Q_1 + Q_2) = 0,04(C_{\text{ср}} \cdot \frac{V_{\text{ср}}}{22,4} \cdot t_{\text{x}} + 56181592)$$

6) Приравняв приход теплоты к расходу, составляем уравнение теплового баланса:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_{\text{пот}}$$

Подставляем найденные значения теплот, решаем относительно  $t_{\text{x}}$

$$t_{\text{x}} = \frac{22,4}{C_{\text{ср}} \cdot V_{\text{ср}}} \cdot \left( \frac{Q_3}{1-0,04} - Q_2 \right) = 200^{\circ}\text{C}$$

$$t_{\text{x}} = \frac{22,4}{29,8 \cdot 47013,7} \cdot \left( \frac{62747369,5}{1-0,04} - 56181592 \right) = 200^{\circ}\text{C}$$

Для обеспечения автотермичности процесса окисления аммиака температура нагрева аммиачно-воздушной составляет  $200^{\circ}\text{C}$

## Задача 2

С учетом теплоты уносимой нитрозными газами из контактного аппарата (задача 1), определить производительность котлов-утилизаторов нитрозных газов.

### Решение

1) Производительность котла:

$$q = \Delta Q / i$$

где:

$q$  – количество пара получаемое в котле-утилизаторе, кДж;

$\Delta Q$  – количество теплоты, передаваемое от газа пару в котле, кДж;

$i$  – энтальпия получаемого пара, равная  $3173,8$  кДж/кг.

2) Количество теплоты, передаваемое от нитрозного газа, определяем по формуле:

$$\Delta Q = 0,95 C_1 \cdot m \cdot t_1 - C_2 \cdot m \cdot t_2 = m (0,95 C_1 \cdot t_1 - C_2 \cdot t_2)$$

где:

$m$  – число кмоль поступающего нитрозного газа;

$C_1$  – средняя молярная теплоемкость нитрозного газа при температуре  $900^\circ\text{C}$  в кДж/моль·К;

$t_1$  – температура нитрозного газа на входе в котел, равная  $900^\circ\text{C}$ ;

$C_2$  – средняя молярная теплоемкость нитрозного газа при температуре  $250^\circ\text{C}$  в кДж/моль·К;

$t_2$  – температура нитрозного газа на выходе из котла, равная  $250^\circ\text{C}$ .

3) Число молей нитрозного газа:

$$m = 48365,2 / 22,4 = 2159,2 \text{ кмоль}$$

4) Количество тепла передаваемого в котле:

$$\Delta Q = 2159,2 (0,95 \cdot 32,29 \cdot 900 - 30,21 \cdot 250) = 43303727,6 \text{ кДж.}$$

5) Количество получаемого пара:

$$q = \Delta Q / i = 43303727,6 / 3173,8 = 13644 \text{ кг} = 13,6 \text{ т пара}$$

С параметрами: давлением  $P=1,5 \text{ МПа}$  и температурой  $250^\circ\text{C}$

### **Задача 3.**

Производительность контактного аппарата по азотной кислоте составляет  $14700 \text{ кг/ч}$ . Определить количество пара с температурой  $723 \text{ К}$  и давлении  $4,0 \text{ МПа}$ , которое можно получить при охлаждении в котле-утилизаторе нитрозного газа, выходящего из контактного аппарата от  $1073 \text{ К}$  до  $523 \text{ К}$ . Нитрозный газ на  $1000 \text{ кг}$  азотной кислоты на входе в котел-утилизатор имеет состав,  $\text{м}^3$ : оксид азота (II) – 330, кислород – 106, азот – 1980, вода – 4.

Тема 3. Производство аммиачной селитры

## **ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 6. ПРОИЗВОДСТВО АММИАЧНОЙ СЕЛИТРЫ. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА**

**Цель:** приобретение основ составления материального баланса процесса

Организационная форма занятия – традиционная

### **Задача 1**

Рассчитать материальный баланс стадии нейтрализации в производстве аммиачной селитры.

Исходные данные:

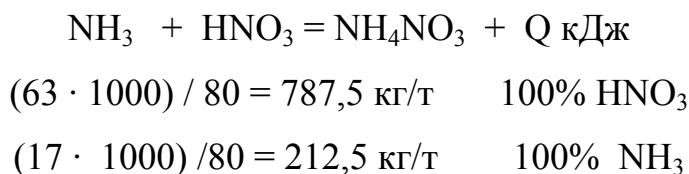
производительность установки..... 1360 т/сут;  
концентрация азотной кислоты..... 56%(масс.);  
концентрация газообразного аммиака.....100%  
потери аммиака и азотной кислоты..... по 2кг/т

#### **Решение**

Часовая производительность установки:

$$1360 / 24 = 56,7 \text{ т/ч}$$

Теоретический расход аммиака и азотной кислоты на 1 т  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  определим из уравнения реакции нейтрализации:



где:

17, 63, 80 – молекулярные массы  $\text{NH}_3$ ,  $\text{HNO}_3$  и  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ .

Расход аммиака и азотной кислоты с учетом потерь составит:

$$\begin{aligned} 212,5 + 2 &= 214,5 \text{ кг/т} \quad \text{аммиака} \\ 787,5 + 2 &= 789,5 \text{ кг/т} \quad \text{азотной кислоты.} \end{aligned}$$

Часовой расход реагентов аммиака и азотной кислоты составит:

$$\begin{aligned} 214,5 \cdot 56,7 &= 12162,2 \text{ кг/ч} \quad \text{аммиака} \\ 789,5 \cdot 56,7 &= 44764,7 \text{ кг/ч} \quad 100\% \text{ азотной кислоты.} \end{aligned}$$

Фактический часовой расход 56%(масс.) азотной кислоты:

$$44764,7 / 0,56 = 79937 \text{ кг/ч}$$

В этом количестве кислоты содержится воды:

$$79937 - 44764,7 = 35172,3 \text{ кг/ч}$$

Таким образом, количество реагентов, поступающих в аппарат нейтрализации (ИТН) будет:

$$12162,2 + 79937 = 92099,2 \text{ кг/ч}$$

Без учета испарения воды (вследствие выделения тепла нейтрализации) концентрация раствора аммиачной селитры в аппарате была бы равна:

$$(56700 \cdot 100) / 92099,2 = 61,6 \% \text{ (масс.)}$$

С учетом использования тепла нейтрализации на испарение воды концентрация раствора аммиачной селитры, выходящего из аппарата, примем 90%. Количество 90%-ного раствора аммиачной селитры, выходящего из аппарата:

$$56700 / 0,90 = 63000 \text{ кг/ч}$$

В растворе содержится воды:

$$63000 - 56700 = 6300 \text{ кг/ч}$$

Следовательно, в процессе нейтрализации из раствора испаряется воды:

$$35172,3 - 6300 = 28872,3 \text{ кг/ч}$$

Результаты расчета сведем в таблицу материального баланса.

*Таблица 6.1 – Материальный баланс стадии нейтрализации*

Приход		Расход	
статья	Кг/ч	статья	Кг/ч
аммиак	12162,2	р-р 90% селитры	63000
кислота 100%	44764,7	пар	28872,3
вода с к-той	35172,3	потери	226,8
<b>ИТОГО</b>	<b>92099,2</b>	<b>ИТОГО</b>	<b>92099,1</b>

### **Задача 2**

Определить основные размеры аппарата ИТН, используя расчетные данные материального баланса предыдущих задач.

### **Решение**

Съём продукции с 1 м<sup>3</sup> реактора ИТН – 4,8 т/ч (из практических данных эксплуатации аппарата ИТН). Одна технологическая нитка имеет 2 аппарата ИТН. Производительность одного ИТН составит:

$$56,7 / 2 = 28,35 \text{ т/ч}$$

Объем нижней части реактора (стакана):

$$(28,35 \cdot 1) / 4,8 = 5,9 \text{ м}^3$$

Высота реактора, по конструктивным соображениям принимается равная 4,4 м. Тогда диаметр стакана:

$$D = \sqrt{\frac{5,9}{0,765 \cdot 4,4}} = 1,32 \text{ м}$$

Принимаем диаметр типового аппарата 1,6 м [5].

Количество паро-жидкостной эмульсии выходящей из реактора для одного агрегата ИТН:

$$28872,3 / 2 = 14436,2 \text{ кг/ч} \cdot 0,828 = 11953,1 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Для обеспечения оптимального процесса нейтрализации соотношение линейных скоростей подачи аммиака и азотной кислоты равно 12.

В соответствие с этим соотношением рассчитаем диаметры штуцеров ввода аммиака и азотной кислоты. При плотности аммиака  $0,759 \text{ кг/м}^3$ , на нейтрализацию поступает объем аммиака:

$$12162,2 / 0,759 = 16024 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

$$\text{на 1 ИТН поступает } 16024 / 2 = 8012 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Приведем объем поступающего аммиака к рабочим условиям:

$$V_t = (V_0 \cdot P_0 \cdot T_t) / P_t \cdot T_0 = (8012 \cdot 1 \cdot 287) / 3 \cdot 273 = 2807,6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Секундный расход аммиака  $V_{tc}$ , в один ИТН:  $2807,6 / 3600 = 0,8 \text{ м}^3/\text{с}$

$$V_{tc} = \pi \cdot R^2 \cdot L$$

где:

$R$  – радиус штуцера, м;

$L$  – линейная скорость движения технологической среды в трубе штуцера – принимаем  $26 \text{ м/с}$

$$R = \sqrt{\frac{0,8}{3,14 \cdot 26}} = 0,098 \text{ м};$$

Расчетный диаметр  $0,098 \cdot 2 = 0,196 \text{ м}$ .

Из стандартного ряда принимаем  $D_u = 200 \text{ мм} = 0,2 \text{ м}$ .

Линейная скорость движения кислоты  $26 / 12 = 2,2 \text{ м/с}$

Объем кислоты поступающей в один ИТН:

$$79937 / 2 = 39968,5 \text{ кг/ч} / 1356 = 29,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где: 79937 кг/ч расход 56% -ной кислоты

1356 кг/м<sup>3</sup> – плотность кислоты.

Секундный расход кислоты:  $29,5 / 3600 = 0,008 \text{ м}^3/\text{с}$

$$R = \sqrt{\frac{0,008}{3,14}} \sqrt{\frac{1}{2,2}} = 0,034 \text{ м} = 34 \text{ мм}$$

Из стандартного ряда принимаем  $D_u = 70 \text{ мм}$ .

### **Задача 3**

Составить расчет комбинированного выпарного аппарата в производстве аммиачной селитры.

Данные для расчета:

количество пульпы поступающей в выпарной аппарат кг/ч.....	60000
концентрация пульпы %(масс.).....	90
температура пульпы °С.....	158
температура воздуха °С.....	190
конечная концентрация %(масс.).....	99,8

Недостающие данные принять из литературных источников.

### **Задача 4**

Рассчитать стадию выпарки в производстве аммиачной селитры, с использованием комбинированного выпарного аппарата.

Данные для расчета:

количество пульпы поступающей в выпарной аппарат кг/ч... ..	50000
концентрация пульпы %(масс.).....	91
температура пульпы °С.....	160
температура воздуха °С.....	190
конечная концентрация %(масс.).....	99,8

Недостающие данные принять из литературных источников.

### **Задача 5**

Рассчитать материальный баланс стадии нейтрализации в производстве аммиачной селитры. Определить расчетом концентрацию пульпы из ИТН.

Расчет вести на 1 т аммиачной селитры.

Исходные данные:

концентрация азотной кислоты..... 56%(масс.)

концентрация газообразного аммиака..... 100%

температура азотной кислоты и аммиака.....50°C

потери тепла ..... 3%

потери аммиака и азотной кислоты..... 1,5кг/т

ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 7. ПРОИЗВОДСТВО АММИАЧНОЙ  
СЕЛИТРЫ.  
ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА

**Цель:** приобретение основ составления теплового баланса процесса.

Организационная форма занятия – традиционная

**Задача 1**

С учетом результатов предыдущей задачи, рассчитать тепловой баланс стадии нейтрализации в производстве аммиачной селитры.

Решение

Тепло, вносимое газообразным аммиаком:

$$12162,2 \cdot 50 \cdot 2,186 = 1329328,5 \text{ кДж/ч} = 1,3 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$$

где:

2,186 – теплоемкость аммиака кДж/кг· К.

Тепло вносимое азотной кислотой:

$$79937 \cdot 50 \cdot 2,897 = 11578874,5 \text{ кДж/ч} = 11,6 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$$

Тепло реакции образования нитрата аммония с учетом теплоты разбавления азотной кислоты до 56% находим по справочным данным [5]. Это тепло составляет 1540 кДж на 1 кг  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ . Часть его расходуется на растворение аммиачной селитры. Согласно справочным данным, на образование 90%-ного раствора уходит 60 кДж тепла на 1 кг  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ .

Таким образом, при образовании аммиачной селитры из 56%-ной азотной кислоты с получением 90%-ного раствора выделяется:

$$1540 - 60 = 1480 \text{ кДж/ч}$$

За час выделится тепла:

$$56700 \cdot 1480 = 83916000 \text{ кДж/ч} = 83,9 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$$

Общий приход тепла:

$$83916000 + 1329328,5 + 11578874,5 = 96,82 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$$

Расход тепла:

Тепло, уносимое раствором аммиачной селитры:

$$(63000 + 226,8) \cdot 1,925 \cdot t_{\text{кип}}$$

где:

63000 – масса раствора селитры, кг/час;

226,8 – потери аммиака и кислоты, кг/час;

$t_{\text{кип}}$  – температура кипения раствора селитры;

1,925 – теплоемкость 90%-ного раствора селитры в кДж/кг·К

Температуру кипения раствора определяем при давлении в аппарате  $(1,15 - 1,2) \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup>. При этом давлении температура насыщенного водяного пара равна 103 °С. При атмосферном давлении температура кипения 90%-ного раствора аммиачной селитры составляет 158°С. Температурная депрессия –  $\Delta t = 158 - 100 = 58$  °С

Температура кипения 90%-ного раствора  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  определяем по формуле:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{нас. пар}} + \Delta t \cdot \eta = 103 + 58 \cdot 1,03 = 163 \text{ °С}$$

где:

$\eta$  – коэффициент температурной депрессии при любом давлении; при 103°С он равен 1,03.

Тепло, уносимое раствором селитры:

$$63000 \cdot 1,925 \cdot 163 = 19767825 \text{ кДж/ч} = 19,8 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$$

Тепло, расходуемое на испарение воды из раствора:

$$28872,3 \cdot 2682 = 77435508,6 \text{ кДж/ч} = 77,4 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

где:

$$2682 \text{ – энтальпия сухого пара при } 1,2 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2, \text{ кДж/кг.}$$

Тепло, теряемое аппаратом в окружающую среду:

$$96,82 \cdot 10^6 - (19,8 \cdot 10^6 - 77,4 \cdot 10^6) = 0,4 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$$

Таким образом, тепловой баланс подтверждает возможность получения 90%-ного раствора  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ .

*Таблица 7.1 – Тепловой баланс стадии нейтрализации*

Приход		Расход	
статья	кДж/ч	статья	кДж/ч
С азотной кислот.	$11,6 \cdot 10^6$	С соковым паром	$77,4 \cdot 10^6$
Тепло реакции	$83,9 \cdot 10^6$	Потери в окр. среду	$0,4 \cdot 10^6$
С аммиаком	$1,3 \cdot 10^6$	С раствором ам. селитры	$19,8 \cdot 10^6$
Всего	$97,8 \cdot 10^6$	Всего	$97,7 \cdot 10^6$

### **Задача 2**

Составить тепловой расчет кристаллизации плава аммиачной селитры в грануляционной башне.

Исходные данные:

температура воздуха на входе в грануляционную башню..... $30^{\circ}\text{C}$   
на выходе..... $60^{\circ}\text{C}$   
в башню поступает плава..... $2000\text{кг}$   
содержание селитры в плаве..... $98,5\%$ (масс.)  
температура плава, поступающего в башню..... $150^{\circ}\text{C}$   
температура гранул, выходящих из башни..... $80^{\circ}\text{C}$ .

### **Задача 3**

Определить (тепловым расчетом) концентрацию раствора на выходе ИТН, если концентрация азотной кислоты на нейтрализацию составляет:

в первом случае ..... $55\%$ (масс.)  
во втором случае..... $60\%$ (масс.).

Недостающие данные взять из литературных источников. Расчет вести на 1т селитры.

### **Задача 4**

Определить (тепловым расчетом) концентрацию раствора на выходе ИТН, если концентрация азотной кислоты на нейтрализацию составляет  $58\%$ (масс.). Реагенты, поступающие на нейтрализацию имеет температуру:

в первом случае ..... $30^{\circ}\text{C}$

во втором случае.....50°C

Недостающие данные взять из литературных источников. Расчет вести на 1т селитры.

ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 8. ПРОИЗВОДСТВО КАРБАМИДА.  
МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА

**Цель:** приобретение основ составления материального баланса процесса

Организационная форма занятия – традиционная

**Задача 1**

В схеме производства карбамида с полным жидкостным рециклом, часть непрореагировавшего аммиака и диоксида углерода возвращают на синтез в виде водных растворов углеаммонийных солей. Определить количество аммиака, диоксида углерода и воды, возвращаемых в цикл с раствором углеаммонийных солей (УАС). Расчет вести на 1 т карбамида.

Содержание аммиака в водном растворе углеаммонийных солей, возвращаемых в цикл 40%.

Состав жидкого аммиака

(свежего и находящегося в циркуляции), %.....99,8

Вода %.....0,2

Давление в колонне синтеза, Па..... $200 \cdot 10^5$

Температура, °C .....200

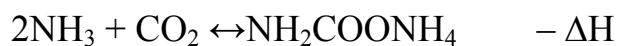
Общие потери карбамида на стадиях, %.....7

Мольное отношение  $\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O}$ .....4,5:1: 0,5

Степень конверсии карбамата аммония в карбамид,%.....65

Решение

Основные реакции синтеза карбамида:



Стехиометрические количества аммиака и диоксида углерода составят:

$$\frac{2 \cdot 17 \cdot 1000}{60} = 566,7 \text{ кг}$$

$$\frac{44 \cdot 1000}{60} = 733,3 \text{ кг}$$

С учетом общих потерь необходимо получить 1070 кг карбамида.  
Расходуются следующие количества аммиака и диоксида углерода:

$$\frac{2 \cdot 17 \cdot 1070}{60} = 606,3 \text{ кг}$$

$$\frac{44 \cdot 1070}{60} = 784,7 \text{ кг}$$

С учетом степени превращения карбамата в карбамид и мольного соотношения компонентов, практический расход реагентов составит:

$$1070 \cdot \frac{17 \cdot 4,5 \cdot 100}{60 \cdot 65} = 2098,9 \text{ кг аммиака}$$

$$1070 \cdot \frac{44 \cdot 1 \cdot 100}{60 \cdot 65} = 1207,2 \text{ кг CO}_2$$

$$1070 \cdot \frac{18 \cdot 0,5 \cdot 100}{60 \cdot 65} = 246,9 \text{ кг воды}$$

где:

4,5, 1 и 0,5 – коэффициенты, учитывающие мольные соотношения аммиака, диоксида углерода и воды;

65 – степень превращения карбамата аммония в карбамид, %.

Расчет количества аммиака, диоксида углерода и воды, возвращаемых в цикл с раствором углеаммонийных солей.

Обозначим процентное содержание  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  в углеаммонийных солях (УАС) соответственно  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$ . Согласно исходным данным,  $\alpha = 40\%$ .

Состав раствора УАС определится по уравнениям:

$$m \text{ CO}_2 = 1070 \frac{44 \cdot (1 - 0,65)}{60 \cdot 0,65} + 1000 \frac{44 \cdot 0,07}{60} \quad (1)$$

$$m \text{ NH}_3 = m \text{ CO}_2 \cdot \frac{\alpha}{\beta} \quad (2)$$

$$m \text{ H}_2\text{O} = m \text{ CO}_2 \cdot \frac{\gamma}{\beta} \quad (3)$$

Подставляя численные значения, получим:

$$m \text{ CO}_2 = 473,8 \text{ кг}$$

$$\beta + \gamma = 1 - \alpha = 1 - 0,4 = 0,6$$

$$\gamma = 0,6 - \beta$$

Количество свежего и возвратного аммиака без учета, возвращаемого с УАС:

$$A1 = 2098,9 - m \text{ NH}_3$$

Количество воды, вводимой со свежим и возвратным аммиаком:

$$B1 = (2098,9 - m \text{ NH}_3) \frac{0,002}{1 - 0,002} = (2098,9 - m \text{ CO}_2 \cdot \frac{\alpha}{\beta}) \frac{0,002}{1 - 0,002}$$

$$B1 = (2098,9 - 473,8 \cdot \frac{0,4}{\beta}) \frac{0,002}{1 - 0,002} = 4,2 - 0,4 \cdot \frac{1}{\beta}$$

Кроме того, количество воды, вводимой со свежим и возвратным аммиаком, можно определить из уравнения:

$$B1 = 246,9 - m \text{ H}_2\text{O} = 246,9 - m \text{ CO}_2 \cdot \frac{\gamma}{\beta} = 246,9 - 473,8 \cdot \frac{\gamma}{\beta}$$

$$\text{Ранее: } \gamma = 0,6 - \beta$$

$$4,2 - 0,4 \cdot \frac{1}{\beta} = 246,9 - 473,8 \cdot \frac{\gamma}{\beta}$$

$$4,2 - 0,4 \cdot \frac{1}{\beta} = 246,9 - 473,8 \cdot \frac{0,6 - \beta}{\beta}$$

Решая это уравнение, относительно  $\beta$  находим  $\beta = 0,4$

$$\gamma = 0,6 - \beta = 0,6 - 0,4 = 0,2$$

Подставляя значения  $\beta$  и  $\gamma$  в уравнения (2) и (3), определяем количество аммиака и воды, поступающих с раствором УАС:

$$m \text{ NH}_3 = m \text{ CO}_2 \cdot \frac{\alpha}{\beta} = 473,8 \cdot \frac{0,4}{0,4} = 473,8 \text{ кг};$$

$$m \text{ H}_2\text{O} = m \text{ CO}_2 \cdot \frac{\gamma}{\beta} = 473,8 \cdot \frac{0,2}{0,4} = 236,9 \text{ кг}.$$

Всего поступает раствора углеаммонийных солей:

$$473,8 + 473,8 + 236,9 = 1184,5 \text{ кг}$$

Количество свежего и возвратного аммиака без учета  $\text{NH}_3$ , возвращаемого с раствором УАС:

$$A1 = 2098,9 - m \text{ NH}_3 = 2098,9 - 473,8 = 1625,1 \text{ кг}$$

Количество воды, вводимой со свежим и возвратным аммиаком:

$$B1 = 4,2 - 0,4 \cdot \frac{1}{\beta} = 4,2 - 0,4 \cdot \frac{1}{0,4} = 4,2 \text{ кг}$$

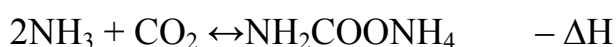
## Задача 2

Рассчитать материальный баланс колонны синтеза карбамида на 1 т продукта. Данные для расчета:

давление в колонне синтеза, Па.....	200·10 <sup>5</sup>
температура, °С .....	190
избыток аммиака сверх стехиометрического, %.....	120
степень конверсии карбамата аммония в карбамид, %.....	70
общие потери карбамида на стадиях, %.....	5

### Решение

Процесс синтеза карбамида протекает по реакциям:



Стехиометрические количества аммиака и диоксида углерода составят:

$$\frac{2 \cdot 17 \cdot 1000}{60} = 566,7 \text{ кг}$$

$$\frac{44 \cdot 1000}{60} = 733,3 \text{ кг}$$

С учетом общих потерь необходимо получить 1050 кг карбамида.

Расходуются следующие количества аммиака и диоксида углерода:

$$\frac{2 \cdot 17 \cdot 1050}{60} = 595 \text{ кг}$$

$$\frac{44 \cdot 1050}{60} = 770 \text{ кг}$$

С учетом степени превращения карбамата в карбамид и заданного избытка аммиака и практический расход реагентов составит:

$$\frac{595 \cdot 2,25 \cdot 100}{70} = 1912,5 \text{ кг аммиака}$$

$$\frac{770 \cdot 100}{70} = 1100 \text{ кг CO}_2$$

В колонне образуется карбамата аммония:

$$(1100 \cdot 78) / 44 = 1950 \text{ кг}$$

из 1950 кг карбамата аммония образуется карбамида:

$$1950 \cdot \frac{60}{78} \cdot \frac{70}{100} = 1050 \text{ кг}$$

выделится воды:

$$1950 \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{70}{100} = 315 \text{ кг}$$

(78 г/моль – молекулярная масса карбамата аммония).

При степени превращения карбамата аммония в карбамид 70%, количество карбамата составит:

$$1950 \cdot \frac{100-70}{100} = 585,0 \text{ кг}$$

Определим количество аммиака, уходящего с продуктом реакции: на образование карбамата аммония расходуется аммиака:

$$\frac{1950 \cdot 2 \cdot 17}{78} = 850 \text{ кг}$$

остается не прореагировавшего аммиака:

$$1912,5 - 850 = 1062,5 \text{ кг}$$

Выделившаяся вода взаимодействует с избыточным аммиаком, образуя:

$\text{NH}_4\text{OH}$ , количество которого равно:

$$(315 \cdot 35) / 18 = 612,5 \text{ кг}$$

где:

35 и 18 – мольные массы  $\text{NH}_4\text{OH}$  и  $\text{H}_2\text{O}$ .

На образование 612,5 кг  $\text{NH}_4\text{OH}$  затрачивается аммиака:

$$(612,5 \cdot 17) / 35 = 297,5 \text{ кг}$$

Остается избыточного аммиака в газовой фазе:

$$1062,5 - 297,5 = 765 \text{ кг}$$

*Таблица 8.1 – Материальный баланс синтеза карбамида*

Приход	Расход
аммиак – 1912,5 кг	карбамид – 1050 кг
$\text{CO}_2$ – 1100кг	карбамат аммония– 585,0 кг
–	вода – 315кг
–	избыточный аммиак – 1062,5 кг
–	в виде $\text{NH}_4\text{OH}$ – 297,5 кг
–	аммиак в газе – 765кг
Всего: 3012,5кг	Всего: 3012,5кг

### **Задача 3**

Рассчитать материальный баланс колонны синтеза карбамида на часовую производительность. Данные для расчета:

производительность установки, т/год.....	450000
давление в колонне синтеза , Па.....	$200 \cdot 10^5$
температура, °C .....	190
мольное отношение $\text{NH}_3$ : $\text{CO}_2$ : $\text{H}_2\text{O}$ .....	4,2:1:0,5
степень конверсии карбамата аммония в карбамид,%.....	70
общие потери карбамида на стадиях, %.....	6

### **Задача 4**

Рассчитать практический расход реагентов в производстве карбамида из расчета на 1т :

мольное отношение $\text{NH}_3$ : $\text{CO}_2$ : $\text{H}_2\text{O}$ .....	4,5:1:0,5
степень превращения $\text{CO}_2$ , %.....	65
общие потери карбамида, .....	5

### **Задача 5**

Определить количество аммиака, диоксида углерода и воды, возвращаемых в цикл с раствором углеаммонийных солей (УАС), по схеме с полным жидкостным рециклом. Расчет вести на 57 т/ч карбамида.

Содержание аммиака в водном растворе углеаммонийных солей, возвращаемых в цикл 38%.

Давление в колонне синтеза , Па.....	$200 \cdot 10^5$
Температура, °C .....	200
Общие потери карбамида на стадиях, %.....	6
Мольное отношение $\text{NH}_3$ : $\text{CO}_2$ : $\text{H}_2\text{O}$ .....	3,5:1: 0,5
Степень конверсии карбамата аммония в карбамид,%.....	66

### **Задача 6**

Сравнить технологические схемы производства карбамида применяемых в отечественной, современной химической промышленности. Указать на достоинства и недостатки, особенности используемой аппаратуры.

### *Задача 7*

Дать сравнительную характеристику зарубежных технологических схем производства карбамида применяемых в современной химической промышленности. Указать на особенности рецикла реагентов в этих схемах.

## ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 9. ПРОИЗВОДСТВО КАРБАМИДА. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА

**Цель:** приобретение основ составления теплового баланса процесса.

Организационная форма занятия – традиционная

### **Задача 1**

Рассчитать суммарный приход тепла процесса синтеза карбамида с учетом данных предыдущей задачи. Температура реагентов, поступающих в колонну синтеза: жидкого аммиака 105°C, диоксида углерода 35°C. Температура в колонне синтеза 200°C.

### Решение

Количество теплоты, поступающей с реагентами:

с диоксидом углерода:

$$Q_1 = 1100 \cdot 1,026 \cdot 35 = 39501 \text{ кДж}$$

где:

$C_p = 1,026$  – теплоемкость  $\text{CO}_2$ , рассчитанная как  $C_p = a + bT + cT^2$ ,  
кДж/кг·К;

с жидким аммиаком:

$$Q_2 = 1912,5 \cdot 553,1 = 1\,057\,803 \text{ кДж}$$

где:

553,1 – энтальпия жидкого аммиака кДж/кг.

Теплота образования карбамата аммония:

$$Q_3 = \frac{1950}{78} (159350 - 77456) = 2047350 \text{ кДж}$$

где:

159350 – тепловой эффект реакции образования твердого карбамата аммония из газообразного аммиака и диоксида углерода, кДж/кмоль;

77456 – теплота плавления карбамата аммония, кДж/кмоль.

Теплота образования  $\text{NH}_4\text{OH}$ :

$$Q_4 = \frac{612,5 \cdot 10626}{35} = 185955 \text{ кДж.}$$

где:

10626 – тепловой эффект образования  $\text{NH}_4\text{OH}$ , кДж/кмоль.

Суммарный приход теплоты:

$$Q_{\text{прих.}} = 39501 + 1\,057\,803 + 2047350 + 185955 = 3330609 \text{ кДж.}$$

### **Задача 2**

Из условий задач 1,2 практического занятия 8 составить тепловой баланс колонны синтеза карбамида.

### **Задача 3**

Рассчитать тепловой баланс колонны синтеза карбамида из расчета на часовую производительность. Данные для расчета:

производительность установки, т/год.....	450000
давление в колонне синтеза, Па.....	$200 \cdot 10^5$
температура, °С .....	190
мольное отношение $\text{NH}_3$ : $\text{CO}_2$ : $\text{H}_2\text{O}$ .....	3,9:1:0,5
степень конверсии карбамата аммония в карбамид,%.....	69
общие потери карбамида на стадиях, %.....	5

Недостающие данные принять из литературных источников.

### **Список литературы, рекомендуемый к использованию по данной теме**

#### **Основная литература:**

1. Химическая технология неорганических веществ: В 2 кн. Кн. 1. Учебное пособие / , , и др./ Под ред. – М.: Высш. шк., 2002. – 688 с.
2. Кондауров Б.П., Александров В. И., Артемов А.В. Общая химическая технология: учеб. пособие. - М.: Академия, 2012

#### **Дополнительная литература:**

1 Особенности образования и распределения оксида азота (I) в технологических потоках производства неконцентрированной азотной кислоты: монография / Л. В. Пешкова, Н. А. Степовая.– Ставрополь: Сев-КавГТУ, 2009.

2 Ильин А. П., Кунин А. В. Производство азотной кислоты.- СПб.: Лань, 2013

3 Ахметов Т.Г. Химическая технология неорганических веществ. М.: КолосС, 2004

4 Р.С. Соколов Химическая технология. Учеб.пособие М: ВЛАДОС 2000. - том 448 с, П-том 368с.

5 Производство аммиака/ Под ред.В.П. Семенова, М.: Химия, 1985. - 368с.

#### **Интернет-ресурсы:**

- 1 <http://window.edu.ru/> – единое окно доступа к образовательным ресурсам
- 2 <http://biblioclub.ru/> — ЭБС «Университетская библиотека онлайн».
- 3 <http://catalog.ncstu.ru/> — электронный каталог ассоциации электронных библиотек учебных заведений и организаций СКФО
- 4 <http://www.iprbookshop.ru> — ЭБС.
- 5 <https://openedu.ru> – Открытое образование