

4.3 Расчет основных показателей и размеров аппаратов

Объем катализатора можно найти по формуле

$$V = V_k \times \beta \quad (64)$$

где V_k – объем колонны, м³;

β – коэффициент использования внутреннего объема (паковки) колонны, доли единицы.

Объем колонны можно определить по формуле

$$V_k = \frac{\pi \times D^2}{4} \times H \quad (65)$$

где D – диаметр колонны, м;

H – высота колонны, м.

Тогда формула (64) будет иметь вид

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H \times \beta}{4} \quad (65)$$

Напряженность катализатора в производстве азотной кислоты характеризуется количеством аммиака (кг), окисленного на 1 м² активной поверхности катализатора за сутки, то есть кг/м²·сутки

$$g = \frac{G_{NH_3} \times 24}{F_c} \quad (66)$$

где G_{NH_3} – часовой расход аммиака, кг/ч;

F_c – активная поверхность катализаторной сетки, м².

Для платиновых сеток активная поверхность 1 м² определяется по формуле

$$F_c = 2\pi d\sqrt{n} \quad (67)$$

где d – диаметр проволоки сетки, см ;

n – число плетений на 1 см² площади сетки.

Размеры контактного аппарата зависят в основном от необходимой площади катализаторной сетки. Для определения площади сначала необходимо найти свободный объем катализатора

$$V_{св} = W_c \times \tau \quad (68)$$

где W_{Γ} – объемная скорость газа в условиях контакта, м³/с;
 τ – время контакта газа с катализатором.

Или

$$V_{\text{св}} = \frac{f \times S \times d \times m}{10} \quad (69)$$

где m – число сеток сложенных вместе;
 f – отношение свободного объема сеток к их общему объему, которое находится по формуле

$$f = \frac{1d - \frac{\pi d^2}{4} \times 2\sqrt{n}}{1d} = 1 - 1,57d\sqrt{n} \quad (70)$$

где $1d$ – общий объем сеток в см³, отнесенный к 1 см² площади сеток;

$\frac{\pi d^2}{4} \times 2\sqrt{n}$ – объем проволоки сеток, отнесенный к 1 см² площади сеток.

Объемная скорость газа в условиях контакта рассчитывается по формуле

$$W_{\text{с}} = \frac{W_0 \times T_{\text{к}} \times P}{P_{\text{к}} \times 273} \quad (71)$$

где W_0 – объемная скорость газа при н.у, м³/с;

$T_{\text{к}}$ – температура контакта, К;

P – атмосферное давление, Па или атм.;

$P_{\text{к}}$ – давление в контактном аппарате, Па или атм.

Подставив в формулу (68) раскрытые значения $V_{\text{св}}$ и W_{Γ} и решив его относительно S , получим необходимую площадь катализаторной сетки

$$S = \frac{100 \times \tau \times W_0 \times T_{\text{к}} \times P}{1,1 \times m \times d \times P_{\text{к}} \times 273(1 - 1,57d\sqrt{n})} \quad (72)$$

Диаметр сетки можно найти по формуле

$$D_{\text{с}} = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} \quad (73)$$

Оптимальное время контакта зависит от природы катализатора и температуры. Для 900 °С и при степени превращения 90-98 % время контакта газа с катализатором можно определить по формуле

$$\lg \tau = -0,107\alpha + 7,02 \times 10^{-6}\alpha^3 \quad (74)$$

где α – степень превращения NH_3 в NO , %.

Производительность колонны синтеза аммиака кг/ч рассчитывается по формуле

$$Q_H = \frac{w \times V_k \times \rho \times (C_2 - C_1)}{100 + C_1} \quad (75)$$

где W – объемная скорость газа ч⁻¹;

V_k – объем катализатора, м³;

ρ – плотность аммиака, кг/м³;

C_1 – содержание аммиака в азотоводородной смеси на входе в колонну, %;

C_2 – содержание аммиака в азотоводородной смеси на выходе из колонны, %.

Понижение концентрации аммиака на выходе из колонны из-за снижения активности катализатора можно рассчитать по формуле

$$C_1 = C_2 \times \frac{100 - z}{100} \quad (76)$$

где z – снижение активности катализатора.

Пример 25

Определить интенсивность печи, т. е. количество колчедана (в пересчете на 45 % - ный), сжигаемого на 1 м² пода печи в сутки, если площадь основного пода печи 16,7 м². В печи КС-200 сгорает в 1 час 10 т колчедана, содержащего 41 % серы.

Решение

1) Найдем количество сжигаемого в печи колчедана в пересчете на 45 % - ный

$$m_{45\%} = \frac{m_k \times \%_s}{45}$$

где m_k - масса колчедана, тонн/час;

$\%_S$ - процентное содержание серы в колчедане по условию.

Тогда масса колчедана равна

$$m_{45\%} = \frac{10 \times 41}{45} = 9,11 \text{ тонн}$$

Пересчитаем на производительность печи в сутки

$$m_c = m_{45\%} \times 24$$

где 24 – количество часов в сутках.

$$m_c = 9,11 \times 24 = 218,64 \text{ кг}$$

2) Интенсивность печи найдем по формуле (62)

$$B = q \times F$$

Тогда

$$q = \frac{B}{F} = \frac{218,64}{16,7} = 13,09 \text{ т/м}^3 \times \text{сутки}$$

Пример 26

Рассчитать производительность колонны синтеза аммиака при работе ее на свежем катализаторе и после двухлетней работы на том же катализаторе.

Содержание NH_3 на выходе C_2 – 17 %; высота колонны H – 14 м; Внутренний диаметр колонны D – 0,85 м; содержание в цикле инертных примесей η – 7 %; Конечная температура конденсации t – 5 °С; содержание NH_3 на входе в колонну C_1 – 4 %; объемная скорость s – 25000 с^{-1} ; давление в системе – 30 МПа; коэффициент использования внутреннего объема (паковки) колонны β – 35 %; снижение активности катализатора после двухлетней работы z – 20 %.

Решение

Объем катализатора, загруженного в колонну синтеза, рассчитываем по формуле (65)

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H \times \beta}{4} = \frac{3,14 \times 0,85^2 \times 14 \times 0,35}{4} = 2,8 \text{ м}^3$$

Производительность колонны синтеза аммиака (кг/ч) рассчитываем по формуле (75)

$$Q_H = \frac{W \times V_k \times \rho \times (C_2 - C_1)}{100 + C_1} = \frac{25000 \times 2,8 \times 0,771(17 - 4)}{100 + 4} = 6,75 \text{ т/час}$$

Или

$$Q_{\text{сут}} = 6,75 \times 24 = 162 \text{ тонн/сут}$$

Через два года в результате снижения активности катализатора содержание аммиака после колонны уменьшится и составит по формуле (76)

$$C_1 = C_2 \times \frac{100 - z}{100} = 17 \times \frac{(100 - 20)}{100} = 13,6 \%$$

Следовательно, производительность колонны через два года будет равна

$$Q_R = \frac{25000 \times 2,8 \times (13,6 - 4) \times 0,771}{104} = 5 \text{ тонн/час}$$

Или 120 т/сут

Пример 27

Определить основные размеры контактного аппарата для окисления аммиака под давлением $7,5 \times 10^5$ Па (7,5 атм) производительностью по HNO_3 2,5 т/ч. Степень превращения NH_3 в NO 0,96; степень абсорбции 0,99. Содержание аммиака в газе, поступающем на окисление, 11 % (об.). Катализатор – платинородиевый в виде сетки: $d = 0,009$ см и $n = 1024$. Температура процесса 900°C .

Решение

Количество аммиака, необходимое для получения 2,5 т HNO_3 в 1 ч, составляет

$$G_{\text{NH}_3} = \frac{2,5 \times 1000 \times 17}{63 \times 0,96 \times 0,99} = 710 \text{ кг/ч}$$

Переведем массу в объем

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{710 \times 22,4}{17} = 935,53 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Общий объем аммиачно-воздушной смеси определяется из соотношения

$$V_{\text{NH}_3} - 11 \%$$

$$V_{\text{смеси}} - 100 \%$$

$$V_{\text{смеси}} = \frac{935,5 \times 100}{11} = 8504,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Оптимальное время контакта определяем по формуле (74)

$$\lg \tau = -0,107 \times 96 + 7,02 \times 10^{-6} \times 96^3$$

$$\tau = 0,87 \times 10^{-4} \text{ с}$$

Рассчитаем секундную объемную скорость аммиачно-воздушной смеси

$$W = \frac{V_{\text{NH}_3}}{3600} = \frac{8504,8}{3600} = 2,36 \text{ м}^3/\text{с}$$

Подставляя известные значения в формулу (72), находим необходимую площадь сеток катализатора

$$S = \frac{100 \times 0,87 \times 10^{-4} \times 2,36 \times (273 + 900) \times 1}{1,1 \times 12 \times 0,009 \times 7,5 \times 273 \times (1 - 1,57 \times 0,009 \times \sqrt{1024})} = 0,181 \text{ м}^2$$

где $m = 12$ – число сеток, сложенных вместе, принятое из практических данных.

При круглом сечении контактного аппарата диаметр рабочей части сеток находим по формуле (73)

$$D_{\text{сет}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,181}{3,14}} = 0,48 \text{ м}$$

С учетом напуска 40 мм для закрепления на фланцах контактного аппарата диаметр и площадь сеток таковы

$$D_{\text{пр}} = 0,48 + 0,04 = 0,502 \text{ м}$$

$$S_{\text{пр}} = \frac{\pi D_{\text{сет}}^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,502^2}{4} = 0,198 \text{ м}^2$$

Активная поверхность 1 м² площади сетки, имеющей $d = 0,009$ см и $n = 1024$, составляет по формуле (67)

$$S_{\text{акт}} = \frac{2 \times 3,14 \times 0,009 \times \sqrt{1024} \times 100 \times 100}{10000} = 1,81 \text{ м}^2$$

Общая активная поверхность всех 12 сеток будет:

$$F_c = 1,81 \times 0,181 \times 12 = 3,94 \text{ м}^2$$

Напряженность катализатора определяется из формулы (67)

$$g = \frac{G_{ам.м} \times 24}{F_c} = \frac{710 \times 24}{3,94} = 4320 \text{ кг}/(\text{м}^3 \times \text{сутки})$$

Масса платинородиевой сетки определяется по формуле

$$m_{плат} = \frac{S_{np} \times \pi \times d^2}{4} \times 100 \times \sqrt{n} \times 2 \times 100 \times \rho$$

Тогда общая масса сеток с диаметром нитей 0,009см, с числом плетений 1024 на 1 см² при плотности металла $\rho = 21,4 \text{ кг}/\text{см}^3$ равна

$$m_{плат} = \frac{0,918 \times 12 \times 3,14 \times 0,009^2}{4} \times 100 \times \sqrt{1024} \times 2 \times 100 \times 21,4 = 2100$$

Наиболее рациональна конструкция контактного аппарата в виде усеченных конусов, соединенных средней цилиндрической частью. Внутренний диаметр цилиндрической части и основания конусов равен диаметру активной части катализаторной сетки, т.е. 0,48 м.

Для определения размеров штуцеров входа аммиачно-воздушной смеси и выхода нитрозного газа обычно принимают линейную скорость его в сечении штуцера равной от 5 до 10 м/с.

Диаметр и площадь штуцеров находим по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \times F}{3,14}}$$

Здесь

$$F = \frac{V_p}{W}$$

где V_p – объемный расход газа при рабочих условиях, м³/с;

W – скорость газа в сечении штуцера, м/с.

Для условий этого примера объем газа на входе в аппарат равен

$$V_{вх} = \frac{8,500 \times 1 \times (273 + 50)}{3600 \times 7,5 \times 273} = 0,373 \text{ м}^3/\text{с}$$

где 50 °С – температура аммиачно-воздушной смеси.

Принимая скорость газа в сечении штуцера 10 м/с, получаем

$$F = \frac{0,373}{10} = 0,0373 \text{ м}^2$$

$$D = \frac{4 \times 0,0373}{3,14} = 0,22 \text{ м}$$

Для определения размеров штуцера для выхода газа необходимо найти объем газа после контакта.

Рассчитаем состав аммиачно-воздушной смеси при н.у. и при условии, что воздух не содержит паров воды

$$V_{O_2} = \frac{(8504,8 - 935,53) \times 21}{100} = 1590 \text{ м}^3$$

Тогда

$$\%_{O_2} = \frac{V_{O_2}}{V_{\text{смеси}}} \times 100\% = \frac{1590}{8504,8} \times 100\% = 18,7 \%$$

$$V_{N_2} = \frac{(8504,8 - 935,53) \times 79}{100} = 5979,3 \text{ м}^3$$

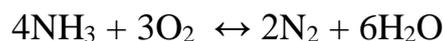
$$\%_{N_2} = \frac{V_{N_2}}{V_{\text{смеси}}} \times 100\% = \frac{5979,3}{8504,8} \times 100\% = 70,23 \%$$

$$\%_{NH_3} = \frac{V_{NH_3}}{V_{\text{смеси}}} \times 100\% = \frac{935,53}{8504,8} \times 100\% = 11,07 \%$$

Рассчитаем количество NO которое образовалось в результате реакции окисления



Также одновременно протекает побочная реакция



Тогда объем NO с учетом степени окисления равен

$$V_{NO} = \frac{935,5 \times 0,96 \times 4 \times 22,4}{\times 22,4} = 898 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество прореагировавшего кислорода составило

$$V'_{O_2} = \frac{898 \times 5 \times 22,4}{4 \times 22,4} = 1122,6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

В результате побочной реакции образовался азот равный

$$V'_{N_2} = \frac{(935,5 - 898) \times 2 \times 4 \times 22,4}{4 \times 22,4} = 18,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

На это израсходовано кислорода

$$V''_{O_2} = \frac{18,8 \times 3 \times 22,4}{2 \times 22,4} = 28 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Тогда общее количество воды, образовавшейся в результате двух реакций составит

$$V_{H_2O_{\text{общ}}} = \frac{898 \times 6 \times 22,4}{4 \times 22,4} + \frac{18,8 \times 6 \times 22,4}{4 \times 22,4} = 1347 + 28,2 = 1375,2 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Рассчитаем состав газа после реакции

$$V_{O_2_{\text{ВЫХ}}} = V_{O_2} - V''_{O_2} - V'_{O_2} = 1590 - 1122,6 - 28 = 439,4 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$V_{N_2_{\text{ВЫХ}}} = V_{N_2} + V'_{N_2} = 5979,3 + 18,8 = 5998,1 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Тогда общий объем выходящего газа равен

$$\begin{aligned} V &= V_{O_2_{\text{ВЫХ}}} + V_{NO} + V_{N_2_{\text{ВЫХ}}} + V_{H_2O_{\text{общ}}} = \\ &= 898 + 1375,2 + 439,4 + 5998,1 = 8710,1 \text{ м}^3/\text{ч} \end{aligned}$$

Рассчитаем объем газа после окисления при рабочих условиях, т.е. при $7,5 \times 10^5 \text{ Па}$ (7,5 атм) и $900 \text{ }^\circ\text{C}$

$$V_p = \frac{8710,1 \times 1 \times (273 + 900)}{7,5 \times 273 \times 3600} = 1,39 \text{ м}^3/\text{с}$$

Необходимый диаметр штуцера для выхода газа из контактного аппарата при скорости газа в нем 10 м/с

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 1,39}{3,14 \times 10}} = 0,42 \text{ м}$$

Остальные размеры контактного аппарата определяются конструктивным соображением; они зависят от организации равномерного распределения газа по сечению сетки; от принятых углов стенок конусов по отношению к катализаторным сеткам, от конструктивного решения задачи утилизации тепла и т.п.