

Полученные результаты по точности особотолсто-стенных гильз с соотношением наружного диаметра к толщине стенки $D/S = 3,2 - 3,88$, прошитых в двухвалковом стане винтовой прокатки, в связи с отсутствием нормативных материалов по точности на трубы с данным соотношением D/S , сравнивали с ГОСТ 8732-78 на «Трубы стальные бесшовные горячедеформированные». Было выявлено, что рассчитанные предельные отклонения по наружному диаметру и толщине стенки практически соответствуют диапазонам допустимых предельных отклонений.

Выводы. При прошивке заготовок диам. 100 мм в особотолстостенные гильзы с соотношением наружного диаметра к толщине стенки $D/S = 3,2 - 3,88$ с суммарными вытяжками $\mu = 1,92 - 1,98$ за два прохода на оправках диам. 28, 32, 36 мм и с вытяжкой $\mu = 1,55$ за один проход на оправке диам. 32 мм, при заданных технологических режимах прошивки и температурах нагрева и выдержки получены точные гильзы, отклонения которых по геометрическим размерам практически соответствуют требованиям для труб по ГОСТ 8732-78, а по некоторым основным показателям превышают их.

Значения предельных отклонений гильз по наружному диаметру составили $\pm 1,2 \%$ (по ГОСТ 8732-78 они составляют $\pm 1,0 \%$), при этом среднеквадратичное отклонение ($68,2 \%$ всех отклонений) находится в

пределах $\pm 0,4 \%$. Предельные отклонения по толщине стенки составили $\pm 5 \%$, что является в два раза меньше допустимых значений отклонений готовых труб повышенной точности (от $-12,5 \%$ до $+10 \%$), при этом среднеквадратичное отклонение составило $\pm 1,7 \%$, что свидетельствует о высокой точности получаемых гильз при данных режимах прошивки.

Полученные данные по точности особотолсто-стенных гильз с соотношением наружного диаметра к толщине стенки $D/S = 3,2 - 3,88$ показывают, что такие изделия могут быть использованы в качестве заготовок для производства точных поковок типа дисков, в частности железнодорожных колес с уменьшенным расходным коэффициентом.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Галкин С.П., Романцев Б.А., Гончарук А.В., Фадеев М.А. // Производство проката. 2008. № 4. С. 29 – 33.
2. Романенко В.П., Сизов Д.В. // Изв. вуз. Черная металлургия. 2011. № 3. С. 12 – 16.
3. Романцев Б.А., Гончарук А.В., Вавилкин Н.М., Самусев С.В. Обработка металлов давлением: Учеб. – М.: Изд. дом МИСиС, 2008. – 960 с.
4. Столетний М.Ф., Клемперт Е.Д. Точность труб. – М. Металлургия, 1975. – 239 с.

© 2012 г. В.П. Романенко, Д.В. Сизов, Г.П. Илларионов
Поступила 12 октября 2012 г.

УДК 621.785.062

А.М. Дубинин, В.Г. Тупоногов, А.В. Финк

Уральский федеральный университет

ПОВЫШЕНИЕ ВОССТАНОВИТЕЛЬНОГО ПОТЕНЦИАЛА АТМОСФЕРЫ И ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ ТРУБЧАТОЙ ПЕЧИ

Восстановительная атмосфера, используемая в технологической схеме Оскольского электрометаллургического комбината, получается в трубчатой печи путем конверсии метана обратным газом и затем подается в печь восстановления железорудных окатышей. Качество атмосферы определяется отношением суммарных концентраций восстановительных (H_2 и CO) и окисляющих (CO_2 и H_2O) газов, которое не должно быть меньше 10. Эндотермический эффект реакции конверсии части x подаваемого природного газа (метана) в реторты с алюминионикелевым катализатором и подогрев продуктов компенсируются сжиганием в межтрубном пространстве трубчатой печи оставшейся части метана $1 - x$.

Схема входящих и выходящих потоков газов и их параметры показаны на рис. 1. В трубчатую печь подается природный газ $G_{CH_4} = 4,96 \text{ м}^3/\text{с}$, в том числе на конверсию в реторты печи $G_{CH_4}^c = 3,1 \text{ м}^3/\text{с}$ и на сжигание $G_{CH_4}^b = 1,86 \text{ м}^3/\text{с}$. Обратный газ также делится на две

части: одна часть G_{rg}^c подается в реторты на конверсию, а вторая G_{rg}^b – на сжигание. С учетом содержания метана в обратном газе $r_{CH_4}^{rg} = 0,03$ общая доля метана, идущего на конверсию в реторты печи составляет:

$$x = \frac{G_{CH_4}^c + r_{CH_4}^{rg} G_{rg}^c}{G_{CH_4}^c + G_{CH_4}^b + r_{CH_4}^{rg} (G_{rg}^c + G_{rg}^b)} = 0,635,$$

на горение: $1 - x = 0,365$.

Восстановительный газ после выхода из реторт трубчатой печи с температурой $950 - 1080 \text{ }^\circ\text{C}$ охлаждается в газоводяном теплообменнике перед входом в шахтную печь восстановления железорудных окатышей до $760 \text{ }^\circ\text{C}$, а продукты сгорания на выходе из камеры обогрева печи с температурой $1350 \text{ }^\circ\text{C}$ поступают в теплообменники-утилизаторы, в которых воздух подогревается до $600 \text{ }^\circ\text{C}$ перед подачей в камеру сгорания, обратный газ в смеси с метаном – до $400 \text{ }^\circ\text{C}$ перед

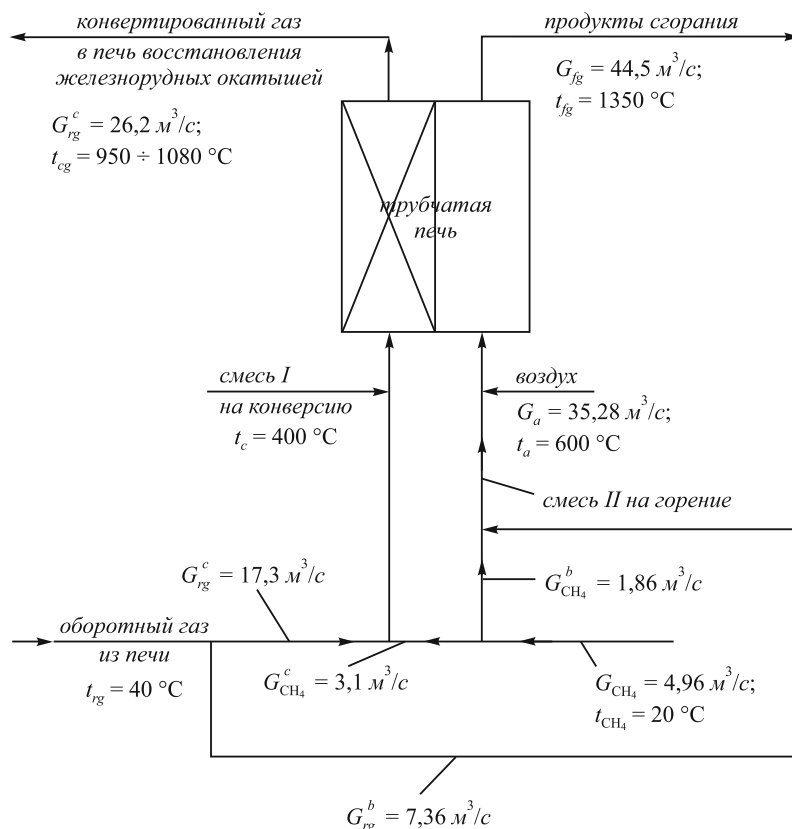


Рис. 1. Схема потоков газов трубчатой печи. Состав газовых потоков, % об.:

- смесь I на конверсию: CH_4 – 17,8; CO – 17; CO_2 – 14,2; H_2 – 35,6; H_2O – 12; N_2 – 3,4;
- смесь II на горение: CH_4 – 22,5; CO – 16; CO_2 – 13,7; H_2 – 33,7; H_2O – 11,34; N_2 – 2,76;
- конвертированный газ: CH_4 – 3,24; CO – 29,7; CO_2 – 5,66; H_2 – 54,8; H_2O – 3,9; N_2 – 2,7;
- оборотный газ: CH_4 – 3; CO – 20,1; CO_2 – 17,2; H_2 – 42; H_2O – 14,2; N_2 – 3,5;
- продукты сгорания: CO_2 – 11,3; H_2O – 19,7; N_2 – 66,7; O_2 – 2,3

подачей в реакционный объем печи. Уходящие в трубу дымовые газы имеют температуру 513 °С. При указанных параметрах потоков энергоносителей термический КПД трубчатой печи $\eta = 0,545$.

Поскольку теплота продуктов сгорания природного газа, поступающая на обогрев реторт, расходуется на эндотермические реакции конверсии метана оборотным газом и подогрев продуктов, то задача повышения энергоэффективности работы печи сводится к определению минимально возможной (оптимальной) балансовой температуры, при которой успевают завершиться реакции и не допускается перегрев продуктов сверх оптимальной температуры, приводящий к перерасходу топлива [1].

Для определения параметров оптимального режима конверсии метана в трубчатой печи, основным из которых является балансовая температура продуктов, составим систему из семи уравнений теплового и материального балансов. Тепловой баланс печи запишем в следующем виде:

$$q_{x_1} \eta (1-x) + C_a t_a (1-x) + C_{\text{CH}_4} t_{\text{CH}_4} + C_{rg} t_{rg} = q_{x_2} \left(1 - \frac{r_{\text{CH}_4}^L}{r_{\text{CH}_4}^0} \right) x + C_{cg} t_{cg} x, \quad (1)$$

где $q_{x_1} = 81\,018$ кДж/кг – теплота сгорания смеси оборотного газа и метана, $q_{x_2} = 13\,428$ кДж/кг – теплота эндотермической реакции конверсии метана компонентами оборотного газа (CO_2 и H_2O) на 1 кг метана; $\eta = 0,545$ – термический КПД трубчатой печи; $C_a = 39,7$ кДж/(кг·К), $C_{\text{CH}_4} = 2,16$ кДж/(кг·К), $C_{rg} = 12,8$ кДж/(кг·К), $C_{cg} = 14,7$ кДж/(кг·К) – удельные теплоемкости воздуха, метана, оборотного газа и конвертированного газа на 1 кг метана; t_a , t_{CH_4} , t_{rg} , t_{cg} – температуры воздуха, метана, оборотного газа на входе в печь и балансовая температура конвертированного газа (см. рис. 1); $r_{\text{CH}_4}^0$, $r_{\text{CH}_4}^L$ – объемные доли метана на входе в реторты трубчатой печи и выходе из нее. Слагаемые в левой части уравнения выражают приход теплоты от сгорания смеси оборотного газа и метана, а также с физической теплотой воздуха, метана и оборотного газа. В правой части – расход теплоты на осуществление эндотермической реакции конверсии метана оборотным газом и подогрев продуктов конверсии до балансовой температуры t_{cg} .

В ретортах трубчатой печи протекает эндотермическая реакция конверсии метана с увеличением объема продуктов конверсии в 1,29 раза (1,1716/0,91):

$$0,168 \text{CH}_4 + 0,154 \text{CO} + 0,129 \text{CO}_2 + 0,3237 \text{H}_2 + \\ 0,109 \text{H}_2\text{O} + 0,0309 \text{N}_2 = 0,038 \text{CH}_4 + 0,348 \text{CO} + \\ + 0,066 \text{CO}_2 + 0,643 \text{H}_2 + 0,0457 \text{H}_2\text{O} + 0,0309 \text{N}_2. \quad (2)$$

Мольные концентрации каждого компонента в уравнении (2) определялись по расходам смесей на входе и выходе, объемным долям компонентов (см. рис. 1) и делением на 22,4 м³/кмоль. Например, для CH₄ на входе (смесь I): $20,4 \cdot 0,178 / 22,4 = 0,168$ кмоль/с, на выходе (конвертированный газ): $26,2 \cdot 0,0324 / 22,4 = 0,038$ кмоль/с.

Для метана уравнение сохранения массы имеет вид:

$$-w \frac{dr_{\text{CH}_4}}{dz} = K_1 s \varepsilon r_{\text{CH}_4}, \quad (3)$$

где $K_1 = \left(87,5 \exp - \frac{7882}{273 + t_{\text{cg}}} \right)$ – константа скорости взаимодействия метана с H₂O и CO₂ [2]; s – удельная внешняя поверхность катализатора, ε – порозность слоя катализатора.

Поскольку реакция идет с увеличением объема продуктов конверсии, то скорость продуктов w будет переменной по высоте слоя катализатора z и выражается через r_{CH_4} : $w = \frac{w_0}{1 + 1,6 r_{\text{CH}_4}}$; $w_0 = w^L \frac{273 + t_{\text{cg}}}{273} \frac{P_0}{P}$, где w^L – скорость конечных (на выходе из реторты высотой L) продуктов конверсии в расчете на пустое сечение реторты при нормальных условиях; P_0 , P – давление атмосферное и в ретортах.

При граничном условии

$$z = 0, r_{\text{CH}_4}|_{z=0} = 0,178 \quad (4)$$

решение уравнения (3) имеет вид:

$$r_{\text{CH}_4} = \frac{1}{7,15 \exp(K_1 s \varepsilon L / w_0) - 1,5}. \quad (5)$$

Из уравнения реакции $\text{CH}_4 + 0,5 \text{CO}_2 + 0,5 \text{H}_2\text{O} = 2,5 \text{H}_2 + 1,5 \text{CO}$ следует, что из 1 моля CH₄ получается 2,5 моля H₂ и 1,5 моля CO, при этом расходуется 0,5 моля CO₂ и 0,5 моля H₂O. С учетом данных соотношений из балансового уравнения (2) при значениях параметров $s = 258 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,345$ (катализатор КСН-2), $L = 10 \text{ м}$, $w^L = 33 \text{ м/с}$ [3] получены концентрации компонентов в продуктах конверсии метана:

$$r_{\text{H}_2} = \frac{0,3237 + 2,5(0,168 - 0,9146 r_{\text{CH}_4})}{1,172},$$

где из уравнения (2) взяты значения: 0,3237 – число молей водорода на входе; 0,168 – число молей метана на входе; 0,9146 – число молей смеси на входе; 1,172 –

число молей смеси на выходе. Аналогично составлены выражения для концентраций остальных компонентов:

$$r_{\text{CO}} = \frac{0,154 + 1,5(0,168 - 0,9146 r_{\text{CH}_4})}{1,172}; \\ r_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{0,109 - 0,5(0,168 - 0,9146 r_{\text{CH}_4})}{1,172}; \quad (6) \\ r_{\text{CO}_2} = \frac{0,129 - 0,5(0,168 - 0,9146 r_{\text{CH}_4})}{1,172}; \\ r_{\text{N}_2} = 1 - (r_{\text{H}_2} + r_{\text{CO}} + r_{\text{H}_2\text{O}} + r_{\text{CO}_2} + r_{\text{CH}_4}).$$

Для интервала балансовой температуры продуктов конверсии $t_{\text{cg}} = 650 \div 1350$ °С по уравнениям (5) и (6) были рассчитаны состав восстановительного газа и доля метана от общего расхода на печь, поступающего на конверсию в реторты (х):

$$x = \frac{q_{x_1} \eta + C_{\text{CH}_4} t_{\text{CH}_4} + C_a t_a + C_{\text{rg}} t_{\text{rg}}}{C_{\text{cg}} t_{\text{cg}} + q_{x_1} \eta + C_a t_a + q_{x_2} (1 - r_{\text{CH}_4}^L / r_{\text{CH}_4}^0)}. \quad (7)$$

Результаты расчетов представлены на рис. 2 в виде зависимостей произведения $x(r_{\text{H}_2} + r_{\text{CO}})$ от x и t_{cg} от x . Там же нанесена точка с рабочими параметрами печи Оскольского электрометаллургического комбината: $x = 0,635$; $x(r_{\text{H}_2} + r_{\text{CO}}) = 53,6$ %; $t_{\text{cg}} = 1080$ °С.

На основании полученных результатов можно сделать следующие заключения.

1. Рабочая точка с координатами $x^* = 0,635$ и $x^*(r_{\text{H}_2} + r_{\text{CO}}) = 53,6$ % не обеспечивает нужного качества восстановительной атмосферы, поскольку отношение $(\text{H}_2 + \text{CO})/(\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O})$ меньше 10:

$$\frac{r_{\text{H}_2} + r_{\text{CO}}}{r_{\text{CO}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{54,8 + 29,7}{5,65 + 3,9} = 8,85.$$

Концентрации окислительных компонентов не превышают допустимых пределов: $r_{\text{CO}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}} = 9,5$ % меньше 10 % и $r_{\text{CH}_4} = 3,4$ % меньше 5 %.

Для повышения восстановительного потенциала рекомендовано поднять балансовую температуру с 1080 до 1150 °С (см. рис. 2), уменьшив долю метана x , идущего на конверсию, с 0,635 до 0,62 и увеличив его долю на сгорание для обогрева реторт с 0,365 до 0,38. В результате получаем следующий состав восстановительной атмосферы, %: 2,58 CH₄, 57,8 H₂, 31,35 CO, 3,4 H₂O, 5,14 CO₂. Отношение $(\text{H}_2 + \text{CO})/(\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O})$ возрастает при этом до 10,48, а сумма концентрации окислительных компонентов остается в допустимых пределах: $r_{\text{CO}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}} = 8,54$ %, $r_{\text{CH}_4} = 2,58$ %.

Незначительное перераспределение расхода метана между реакционной камерой и камерой подогрева: $4,96(0,635 - 0,62) = 0,0744 \text{ м}^3/\text{с}$; $0,0744 \cdot 100 / 4,96 = 1,5$ %, т.е. увеличение расхода метана на 1,5 % в камеру сгорания и уменьшение на столько же в реакционную

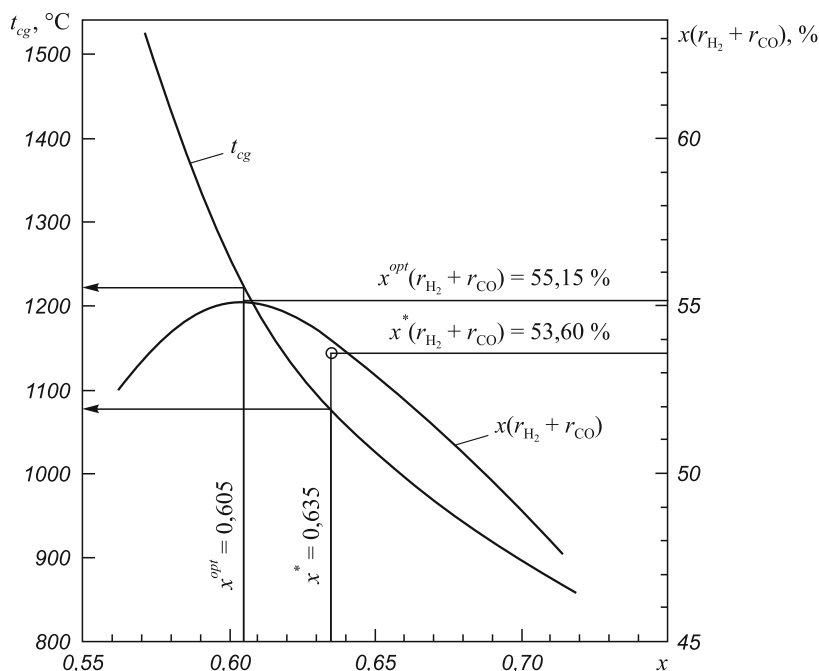


Рис. 2. Зависимость произведения $x(r_{H_2} + r_{CO})$ и балансовой температуры конвертированного газа t_{cg} от доли метана на конверсию x

камеру не окажет заметного влияния на термическое КПД печи.

2. Для достижения максимального выхода восстановительных газов H_2 , CO и минимального выхода окислительных компонентов CO_2 , H_2O при минимальном расходе топлива на обогрев реторты, необходимо уменьшить долю x с 0,635 до 0,605. Тогда балансовая температура продуктов конверсии возрастает с 1080 до 1220 °С. Получаем следующий состав восстановительной атмосферы, %: 59,11 H_2 , 32,05 CO , 1,345 CH_4 , 2,89 H_2O , 4,58 CO_2 , 0,025 N_2 . При данном составе значение отношения $(H_2 + CO)/(CO_2 + H_2O)$ равняется 12,2; $r_{CO_2} + r_{H_2O} = 7,47\% < 10$; $r_{CH_4} = 3,4\% < 5$. Оптимальные значения параметров работы печи определяются точкой, в которой произведение $x(r_{H_2} + r_{CO})$ достигает максимума: $x^{opt}(r_{H_2} + r_{CO})^{max} = 55,15$; $x^{opt} = 0,605$; $t_{cg}^{opt} = 1220$ °С; $r_{H_2}^{opt} = 59,11\%$; $r_{CO}^{opt} = 32,05$.

3. Если рабочая точка трубчатой печи окажется слева от максимального значения $x^{opt} = 0,605$ (см. рис. 2), то при переходе на оптимальный режим работы экономия метана от общего расхода на печь составит:

$$\Delta b = \frac{|x^{opt} - x|}{x^{opt}} 100,$$

где x – текущее (фактическое) значение доли метана, идущего на конверсию. Например, при $x = 0,58$, $\Delta b = (0,605 - 0,58)100/0,605 = 4,1\%$, экономия топли-

ва получается за счет устранения перегрева продуктов конверсии с 1320 до 1220 °С.

4. При отношении на входе в реакционный объем $(CO_2 \text{ и } H_2O)/CH_4 = 1,42$ и температурах выше 900 – 1000 °С выделение сажи не происходит. Кроме того, в указанном диапазоне температур и выше реакция идет на внешней поверхности катализатора (во внешнедиффузионной области) и появление сажи не приводит к разрушению катализатора [4].

5. Окончательные выводы об эффективности изменения температурного режима работы трубчатой печи для конвертирования метана компонентами оборотного газа для печи восстановления железорудных окатышей можно сделать после проверки в условиях работы печи Оскольского электрометаллургического комбината.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Дубинин А.М., Финк А.В., Кагарманов Г.Р. // МИТОМ. 2009. № 10 С. 49 – 51.
2. Бодров И.М., Апелъбаум Л.О. // Кинетика и катализ. 1967. Т. 8. № 4. С. 821 – 828.
3. Трубчатые печи. Вып. 5. / Под. ред. А.М. Бахшиянца. – М.: Химия, 1969. – 310 с.
4. Лейбуш А.Г. Производство технологического газа для синтеза аммиака и метанола из углеводородных газов. – М.: Химия, 1971. – 288 с.

© 2012 г. А.М. Дубинин, В.Г. Тупоногов, А.В. Финк
Поступила 2 апреля 2012 г.