

<https://doi.org/10.3176/oil.1992.3.07>

УДК 665.7.032.57.046 + 66.021.4.046

Ю. П. ЖУРАКОВСКИЙ

ВЛИЯНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ОХЛАЖДЕНИЯ ОБРАТНЫМ ГАЗОМ ПОЛУКОКСА, ВЫГРУЖАЕМОГО ИЗ ГЕНЕРАТОРОВ, НА ИСПАРЕНИЕ ВОДЫ ИЗ РАЗГРУЗОЧНОГО УСТРОЙСТВА

Ju. ZHURAKOVSKY

INFLUENCE OF THE EFFICIENCY OF COOLING THE SEMICOKE FROM GENERATORS WITH A RECYCLE GAS ON WATER EVAPORATION FROM A CHARGING DEVICE

С целью сокращения расхода теплоты на процесс полукоксования сланца во всех конструкциях генераторов, предшествующих 1000-тонному, было предусмотрено использовать химическую теплоту полукокса путем его газификации паровоздушным дутьем [1].

Однако, как показал опыт эксплуатации, работоспособность таких генераторов была весьма неустойчивой. Прежде всего это объясняется химическим составом полукокса, который содержит много карбонатов, и низкой температурой плавления остатка (~1250 °С). Длительное время не удавалось добиться стабильной работы газификатора, частое шлакование остатка приводило к остановке агрегата. Существенная часть теплоты взаимодействия паровоздушного дутья с полукоксом расходовалась на диссоциацию карбонатов и расплавление материала.

Здесь надо отметить, что мелкие частицы, которые содержат больше органического вещества и, соответственно, углерода, по завершении процесса полукоксования имеют более развитую удельную поверхность, а следовательно, и большую реакционную способность. Поэтому именно мелкие частицы материала в первую очередь являются источником расплавления материала в газификаторе и шлакования слоя. Образующиеся непроходимые для газов зоны обуславливают неравномерное движение газов в газификаторе и попадание непрореагировавшего кислорода в составе газового теплоносителя в шахту полукоксования, что, конечно же, снижает выход смоляных фракций.

Изучение газификации сланцевого полукокса показало, что этот процесс протекает не в кинетической, а в диффузионной области [2]. Поэтому конструкции генераторов, совмещающие шахты полукоксования и газификации, в которых переработка материала происходит с различными скоростями, были изначально обречены на неудачу.

По перечисленным выше причинам в генераторах для термической переработки сланца-кукерсита зона газификации полукокса была заменена зоной его охлаждения обратным генераторным газом. В этом случае полукокс охлаждается как обратным газом, так и водой в чаше гидрозатвора разгрузочного устройства.

Изменение технологии переработки сланца сразу же показало преимущество этого метода. Сократился расход воздуха на сжигание газа — за счет возврата части теплоты полукокса в процесс, работа генератора стала более устойчивой, появилась возможность увеличить пропускную способность по сланцу при одновременном возрастании удельного выхода смолы.

Существенным преимуществом при охлаждении полукокса генераторным газом стало и снижение выхода подсмольной воды, так как для полукокса, охлажденного газом, количество испаряющейся из гидрозатвора воды уменьшается. Охладив полукокс до 80°C обратным газом, можно практически исключить испарение воды из гидрозатвора. В этом случае выход подсмольной воды будет минимальным, что значительно облегчит ее дальнейшую переработку, а также сократит количество сточных вод. Но для этого необходимо, согласно приведенным ниже расчетам, чтобы расход газа на охлаждение был на уровне $0,43 \text{ м}^3/\text{кг}$, что для действующих конструкций генераторов практически невозможно из-за резкого повышения при этом гидравлического сопротивления.

Общее уравнение, описывающее охлаждение полукокса до 80°C обратным генераторным газом с начальной температурой 50°C и водой из чаши с температурой 40°C , можно представить в виде:

$$G_s A_p c_p (S' - 80) = V_g c_v (T'' - 50) + G_w (i'' - i'_{40}), \quad (1)$$

где G_s, V_g, G_w — расходы сланца, газа и воды соответственно;
 A_p — выход полукокса ($A_p = 0,59$);
 c_p, c_v — теплоемкость полукокса и газа соответственно;
 S' — температура полукокса на входе в зону охлаждения;
 i'', i' — энтальпия пара и воды соответственно;
 T'' — температура газа на выходе из зоны.

Уравнение (1) удобнее представить через удельные расходы на 1 кг сланца газа охлаждения v_g ($\text{м}^3/\text{кг}$) и испаряющейся из гидрозатвора воды v_w ($\text{кг}/\text{кг}$):

$$A_p c_p [(S' - S'') + (S'' - 80)] = v_g c_v (T'' - 50) + v_w (i'' - i'_{40}), \quad (2)$$

где S'' — температура полукокса, выгружаемого из генератора, до контакта с водой, $^{\circ}\text{C}$.

Количество испаряющейся из гидрозатвора воды значительно меньше расхода полукокса, поэтому энтальпию водяных паров можно принять при температуре на несколько градусов меньшей, чем температура поступающего на охлаждение водой полукокса S' .

Таблица 1. Показатели испарения воды из гидрозатвора при различных температурах полукокса

Table 1. Indices of water evaporation from waterblock under different semicoke temperatures

| Indices | Температура полукокса S'' $^{\circ}\text{C}$ Semicoke temperature S'' , $^{\circ}\text{C}$ | | | | | | | |
|--|---|------|------|------|------|------|-------|-------|
| | 203 | 237 | 271 | 343 | 409 | 500 | 600 | 700 |
| Испарение воды, кг/кг Water evaporation, kg per kg $v_w \cdot 10^3$ | 28.1 | 35.1 | 41.6 | 54.6 | 65.6 | 78.9 | 92.2 | 102.7 |
| Образование водяных паров, $\text{м}^3/\text{кг}$ Water vapour formation, m^3 per kg $v'_w \cdot 10^3$ | 35.0 | 43.5 | 51.8 | 67.9 | 81.6 | 96.2 | 114.7 | 127.8 |

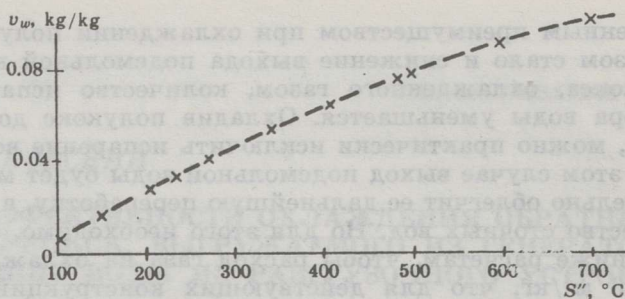


Рис. 1. Зависимость количества воды, испаряющейся из гидрозатвора, v_w от температуры S'' полукокса, поступающего из зоны теплообмена

Fig. 1. Quantity v_w of water evaporating from waterblock as a function of temperature S'' of semicoke removing from the zone of heat interchange

Количество испаряющейся из гидрозатвора воды подсчитывали по уравнению

$$A_p c_p (S'' - 80) = v_w (i'' - i'_{40}). \quad (3)$$

Результаты расчета при различных значениях температуры полукокса представлены в табл. 1 и на рис. 1.

Зависимость количества испаряющейся воды от температуры полукокса до его контакта с водой хорошо описывается уравнением

$$v_w = [-15,44 + 23,78(S''/100) - (S''/100^2)] \times 10^{-3}. \quad (4)$$

Для оценки эффективности охлаждения полукокса обратным газом была использована апробированная методика расчета установок сухого тушения кокса, основанная на работах Китаева [3] и Тимофеева [4], а также расчет конечных температур по числу единиц переноса [5].

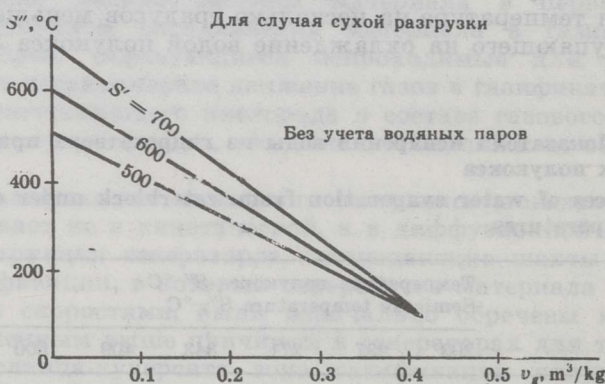


Рис. 2. Зависимость температуры S'' охлажденного полукокса от удельного расхода обратного газа v_g при сухой выгрузке из генератора. Начальные температуры: газа 50 °C; полукокса 500, 600 и 700 °C

Fig. 2. Temperature S'' of cooled semicoke as a function of recycle gas specific consumption v_g under dry unloading from generator. Initial temperatures are as follows: for gas 50 °C, for semicoke 500, 600 and 700 °C

Таблица 2. Технологические параметры охлаждения полукокса при различных начальных температурах полукокса S' и расходах обратного газа v_g ($\text{м}^3/\text{кг}$)
Table 2. Technological parameters of the semicoke cooled under different semicoke initial temperatures S' and values of recycle gas consumption v_g (м^3 per kg)

| Параметр Parameters | $S', ^\circ\text{C}$ | | |
|------------------------|----------------------|---------|---------|
| | 500 | 600 | 700 |
| $v_g = 0$ | | | |
| S'' | 498 | 598 | 698 |
| T' | 493 | 593 | 693 |
| v_w | 0.0782 | 0.091 | 0.102 |
| $v_g = 0.15$ | | | |
| S'' | 316 | 368 | 417 |
| T' | 133 | 160 | 188 |
| v_w | 0.0498 | 0.0586 | 0.0663 |
| $v_g = 0.3$ | | | |
| S'' | 169 | 183 | 209 |
| T' | 60 | 64 | 69 |
| v_w | 0.0218 | 0.0259 | 0.0299 |
| $v_g = 0.4$ | | | |
| S'' | 85 | 90 | 95 |
| T' | 50 | 51 | 51 |
| v_w | 0.0038 | 0.00515 | 0.00625 |

Как показали расчеты по уравнению (2), в случае сухой выгрузки полукокса, когда охлаждение осуществляется только обратным газом, температуру охлажденного полукокса можно определить следующим образом (рис. 2):

$$S'' = S' - (2,2S' - 110)v_g. \quad (5)$$

При наличии в конструкции разгрузочного устройства гидравлического затвора в теплообмен, дополнительно к генераторному газу, вступают водяные пары, образующиеся при охлаждении полукокса водой в гидрозатворе. Подмешиваясь к обратному газу, водяные пары повышают начальную температуру газов T' и, внося свой вклад в теплообмен, снижают температуру полукокса до контакта с водой S'' .

Результаты расчетов сведены в табл. 2 и для оперативного определения величин приведены на рисунках 3 и 4.

Зависимость количества испаряющейся из гидрозатвора воды хорошо описывается уравнением

$$v_w = [(S' + 150)/8,3(S' + 198)/3,73v_g] \times 10^{-3}. \quad (6)$$

Взяв производные по S' и v_g , нетрудно убедиться, что в диапазоне параметров эксплуатации генератора количество испаряющейся воды гораздо сильнее зависит от расхода газа, чем от начальной температуры охлаждаемого полукокса.

На основе полученных закономерностей можно сравнить выход подсмольной воды при переработке кукуерита в 1000-тонном генераторе с поперечным потоком теплоносителя (ППТ) и в 1400-тонном генераторе с радиально-поперечным потоком теплоносителя (РПТ), который сооружается в составе ГГС-7. В расчете принято, что влажность рабочего сланца составляет 10% и выход пирогенетической воды на рабочий сланец — 2%. Для 1000-тонного генератора ГГС-6 при расходе обратного газа в зону охлаждения $v_g = 0,15 \text{ м}^3/\text{кг}$ по практическим замерам степень диссоциации карбонатов составляет 40%.

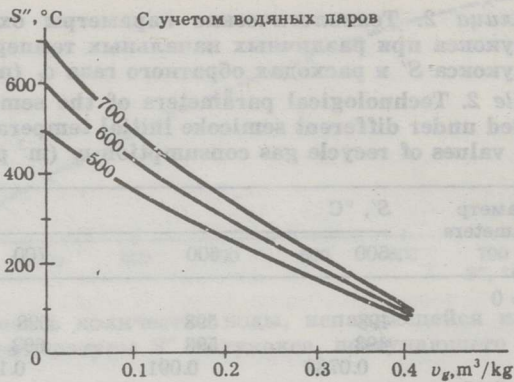


Рис. 3. Температура S'' полукокса до контакта с водой гидрозатвора с учетом теплообмена испарившейся воды

Fig. 3. Temperature S'' of semicoke before the contact with water of waterblock, taking into account heat interchange of evaporated water

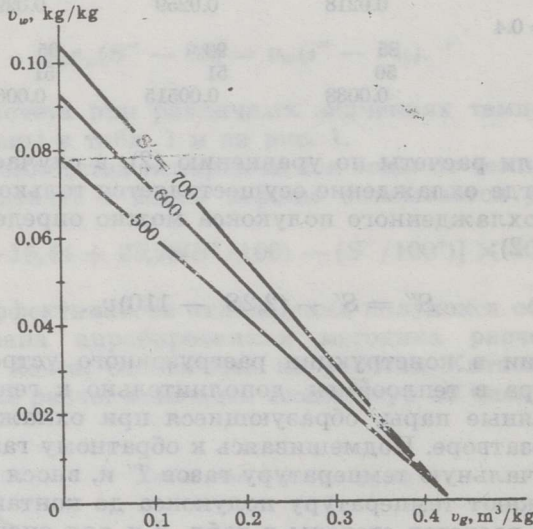


Рис. 4. Интенсивность испарения воды из гидрозатвора v_w при различном расходе обратного газа в зону теплообмена v_g и разных температурах полукокса S''

Fig. 4. The intensity v_w of water evaporation from waterblock under different consumptions v_g of recycle gas into heat exchange zone and different semicoke temperatures S''

При температуре парогазовой смеси 220 °C необходимый объем газа для сжигания составляет $0,36 \text{ м}^3/\text{кг}$, выход генераторного газа — $0,43 \text{ м}^3/\text{кг}$.

При переработке в генераторе с РПТ расход газа в зону охлаждения предусматривается увеличить до $v_g = 0,35 \text{ м}^3/\text{кг}$. Степень диссоциации карбонатов в этом случае ожидается меньшей — около 25 %. Конструкция агрегата и соответствующее этому изменению технологического режима процесса переработки предполагают снижение расхода теплоты на полукоксование сланца. По расчету, расход газа на сжигание составит $0,26 \text{ м}^3/\text{кг}$, что приведет к уменьшению удельного расхода воздуха, необходимого для сжигания газа, и, соответственно, к уменьшению удельного выхода генераторного газа.

Таблица 3. Баланс воды при переработке кукуерсита в генераторах различной конструкции (кг/кг рабочего сланца)

Table 3. Water balance-sheet for kukersite processing in gas generators of different design (kg per kg of the processed kukersite)

| Приход Input | Тип генератора Type of generator | | Расход Output | Тип генератора Type of generator | |
|---|-------------------------------------|-------------------|--|-------------------------------------|-------------------|
| | ППТ* ¹ | РПТ* ² | | ППТ* ¹ | РПТ* ² |
| 1. Влага сланца Oil-shale moisture | 0.100 | 0.100 | 1. В парах с генераторным газом In the vapours with the generator gas | 0.048 | 0.035 |
| 2. Пирогенетическая влага Pyrogenetic moisture | 0.020 | 0.020 | 2. Унос в капельном состоянии с газом Carry-over in a drop state with gas | 0.040 | 0.030 |
| 3. Испарение воды из гидрозатвора Water evaporation from waterblock | 0.055 | 0.015 | 3. Влага полукокса Semicoke moisture | 0.393 | 0.393 |
| 4. На увлажнение полукокса до $w = 40\%$ For semicoke moisturing upto $w = 40\%$ | 0.393 | 0.393 | 4. С подсмольной водой (по разности) With the tar water (by the difference) | 0.147 | 0.113 |
| 5. Вода реакций горения газа Water of the reactions of gas combustion | 0.058 | 0.042 | 5. Потери Losses | 0.001 | 0.001 |
| 6. Влага воздуха Air moisture ($\psi = 0.8; t = 10^\circ\text{C}$) | 0.003 | 0.002 | | | |
| Всего Sum | 0.629 | 0.572 | | 0.629 | 0.572 |

*¹ — with cross-current heat carrier.*² — with radial cross-current heat carrier.

Рассчитанные значения статей баланса воды приведены в табл. 3. Как видно из этой таблицы, образование подсмольной воды в 1000-тонном генераторе с ППТ должно составлять 0,147 кг/кг, это значение совпадает с полученным на практике выходом воды — 0,150 л/кг.

При охлаждении полукокса обратным генераторным газом, помимо физического теплообмена сред с различными температурами, протекают и некоторые химические реакции (газификация полукокса диоксидом углерода, реакция водяного газа, образование гидроксида кальция и др.), теплота которых может повлиять на температуру полукокса и количество испарившейся из гидрозатвора воды.

Из перечисленных реакций наиболее существенным тепловым эффектом обладает восстановление карбонатов из оксида кальция диоксидом углерода, причем степень восстановления (рекарбонизации) будет зависеть от абсолютного количества диоксида углерода или удельного расхода газа в зону охлаждения. Именно поэтому конечная степень диссоциации карбонатов в случае удельного расхода газа на охлаждение 0,35 м³/кг принята значительно меньшей, равной 25 %, благодаря чему большая часть тепловых эффектов была учтена. Но поскольку расчеты в обоих вариантах приведены с одинаковыми допущениями, разность между выходами подсмольной воды должна сохраниться, и она составляет примерно 35 л/т.

Выводы

1. Организация охлаждения полукокса в нижней части генератора обратным циркулирующим газом позволила стабилизировать работу агрегата и улучшить технологические показатели переработки сланца.
2. Количество воды, испаряющейся из гидрозатвора разгрузочного устройства генератора, зависит от начальной температуры полукокса S' , а также от расхода газа в зону охлаждения v_g и описывается уравнением

$$v_w = [(S' + 150)/8,3 - (S' + 198)/3,73v_g] \times 10^{-3} \text{ (кг/кг)}.$$

3. Решающую роль снижению выхода подсмольной воды играет увеличение расхода обратного газа на охлаждение выгружаемого из генератора полукокса.
4. Согласно расчетам, при увеличении удельного расхода обратного газа на охлаждение полукокса в генераторах с РПТ до $0,35 \text{ м}^3/\text{кг}$ удельный выход подсмольной воды, по сравнению с этим показателем для 1000-тонного генератора с ППТ, снизится в 1,3 раза.

Ju. ZHURAKOVSKY

INFLUENCE OF THE EFFICIENCY OF COOLING THE SEMICOKE FROM GENERATORS WITH RECYCLE GAS ON WATER EVAPORATION FROM A CHARGING DEVICE

When developing the technology of Estonian oil shale-kickersite thermal processing, the construction of a generator was changed: a gasifier was substituted with a zone of heat-exchange. Instead of steam-air blast generator gas for cooling removing semicoke was introduced into a lower part of a generator. In such a case semicoke is cooled both with recycle gas and with water of waterblock and the gas heated with the semicoke is added to a heat-carrier and is used for thermal processing in a semicoking chamber.

Thus, as a result of substitution of gasification zone with the heat-exchange zone the following takes place in the heat balance of the process: chemical heat of semicoke is replaced by physical heat.

The recovery of some part of physical heat of semicoke into the process gives the possibilities for stabilizing the generating set operation, increasing the shale-oil yield, and decreasing the tar water yield.

Cooling of semicoke with recycle gas reduces the temperature of semicoke before its contact with water of charging device waterblock. Due to it the quantity of water evaporating from waterblock decreases. Having cooled semicoke with recycle gas up to 80°C , it is possible to minimize evaporation of water from waterblock. In that case the yield of tar water is minimum and that makes its processing by far easier. But, as it is obvious from the calculations, for this purpose it is necessary to have a specific gas consumption for semicoke cooling at a rate of 0.43 м^3 per 1 kg of oil shale. It is impossible for generators of the present design because it leads to a sharp rise of hydraulic pressure loss.

The general equation for the semicoke cooling with recycle gas and water from the waterblock bowl at initial state may be presented in the form of eq. (1), or more convenient eq. (2).

The quantity S'' of water evaporating from waterblock under different temperatures of semicoke cooled with the gas is calculated according to eq. (3). Results of calculations are presented in Table 1 and in Fig. 1. The dependence of quantity of evaporating water on semicoke temperature is well described by the following equation:

$$(u_w = [-15.44 + 23.78(S''/100) - (S''/100^2)] \cdot 10^{-3} \text{ (kg per kg)}) \quad (4)$$

For evaluating the efficiency of semicoke cooled with recycle gas here were used the approved method of calculation for installation of semicoke dry quenching [3, 4] and the method of calculating final temperatures according to the number of units of transfer [5].

According to eq. (2) calculations, in case of dry unloading of semicoke when it is cooled only with recycle generator gas the mean temperature of cooled semicoke can be described by the following equation:

$$S'' = S' - (2.2S' - 110)u_g \quad (5)$$

Including the inset of vapours of water evaporating from waterblock, the dependence of the intensity of evaporation on semicoke mean initial temperature S' and on specific consumption u_g of cooled gas calculated according to eqs. (4) and (5) is described well by the following equation:

$$u_w = [(150 + S')/8.3 - (198 + S')u_g/3.73]10^{-3} \quad (6)$$

The results of calculations are given in Table 2, and in Figs. 3 and 4.

Having differentiated with respect to S' and u_g , it is easy to make sure that over the range of parameters of generator operation the evaporation of water depends on specific gas consumption to by far greater extent than on the mean initial temperature of cooled semicoke. Using the obtained regularities as a basis, it is possible to compare the tar water yield for kukersite processing at a 1,000-tonnes-per-day generator with that for 1,400-tonnes-per-day generator with the radial cross-current heat carrier being a part of the gas-generator station No. 7.

For processing kukersite at a generator with radial cross-current heat carrier it is foreseen increasing v_g up to 0.35 m^3 per 1 kg due to the new design of generating unit.

This allows decreasing the pressure loss of cooling zone. The degree of carbonates dissociation is expected to be lower: about 25 % instead of 40 % for processing at 1,000-tonnes-per-day generator. The decrease of heat consumption for semicoking leads to decreasing air specific consumption and, consequently, to decreasing the generator gas specific yield. The calculated values of water balance are given in Table 3. As we see, the value of the tar water yield 0.15 litre per 1 kg used in practice for 1,000-tonnes-per-day generator coincides with the calculated one.

The water balance shows that when the recycle gas yield increases from 0.15 to 0.35 m^3 per 1 kg of kukersite the tar water specific yield decrease is 0.035 litre per 1 kg.

When heating semicoke with recycle gas, in addition to physical heat interchange between mediums having different temperatures some chemical reactions take place, such as semicoke gasification with carbon dioxide, water gas reaction, calcium hydroxide formation, etc., and their heat can influence the final temperature of removing semicoke and the quantity of water evaporating from waterblock.

Among the listed, the most significant thermal effect belongs to carbonates reduction from calcium oxide with carbon dioxide, it being known that the degree of reduction (decarbonisation) depends on the absolute quantity of carbon dioxide or on the specific consumption of the recycle gas into the zone of heat interchange.

That is why, to account the most part of thermal effects, in case $u_g = 0.35 \text{ m}^3$ per 1 kg of kukersite the final degree of carbonates dissociation was taken 25 % instead of existing 40 % for operating 1,000-tonnes-per-day generators.

Since calculations were made in both variants with equal assumptions the difference between tar water yields must remain, and it is so, this difference is about 35 litres per 1 tonne of processed kukersite.

As a conclusion it can be said that the obtained regularities allow prognosing an increase of tar water volumes when putting into operation the new gas generator station No. 7.

ЛИТЕРАТУРА

1. Справочник сланцепереработчика. — Л., 1988.
2. Термическая переработка сланца-кукерсита. — Таллинн, 1966.
3. Кугаев Б. И. Теплообмен в шахтных печах. — М., 1945.
4. Тимофеев В. Н. // Известия ВТИ. 1949. № 2. С. 12.
5. Справочник по теплообменникам. — М., 1987.

Производственное объединение «Сланцехим»
г. Кохтла-Ярве, Эстония

Production association
"Slantsekhim"
Kohvila-Järve, Estonia

Представил И. Роок
Поступила в редакцию
8.02.91

Presented by I. Rooks
Received 8 February 1991