

<https://doi.org/10.3176/oil.1999.4S.02>

РАСЧЕТ КОНТУРА ЦИРКУЛЯЦИИ ЗОЛЫ-ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ В УСТАНОВКАХ С ТВЕРДЫМ ТЕПЛОНОСИТЕЛЕМ

CALCULATION OF HEAT CARRIER ASH CIRCUIT FOR THE UNITS WITH SOLID HEAT CARRIER

К.-А. А. ИОРУДАС

K.-A. A. YORUDAS

Энергетический институт
им. Г. М. Кржижановского (ЭНИН)
Ленинский пр. 19, Москва
117927 Россия

G. M. Krzhizhanovsky Power
Engineering Institute (ENIN)
19 Lenin Av., Moscow
117927 Russia

Methods of calculating the efficiency of cyclone separator operating in the heat carrier circuit and of determining the time needed for reaching steady-state hydraulic conditions for the circuit have been worked out.

В настоящее время в различных странах мира создан ряд промышленных процессов, в которых для нагрева и термодеструкции мелкозернистого топлива использован циркулирующий твердый теплоноситель. Российскими и эстонскими специалистами разработан и освоен процесс «Галотер» на установках с твердым теплоносителем (УТТ) – УТТ-3000, в котором в качестве теплоносителя используется зола перерабатываемого топлива [1].

В США разработан и освоен на уровне демонстрационной установки процесс ТОСКО (TOSCO) с теплоносителем из керамических шариков [2], в Германии – процесс Лурги-Рургаз (Lurgi Ruhrgas) с теплоносителем из кварцевого песка и полукокка [3]. На установках Лурги-Рургаз и УТТ нагрев и транспорт полукокка и теплоносителя осуществляются в потоке газовзвеси. В процессе ТОСКО полукокк отделяют от теплоносителя, и теплоноситель с помощью специального механического устройства направляют в топку-нагреватель, а после нагрева возвращают в смеситель (реактор).

Принципиальная схема контура циркуляции теплоносителя установки УТТ приведена на рис. 1.

Во всех названных процессах нагретый теплоноситель, имеющий температуру около 800 °С, перемешивают с частицами подсушенного топлива в такой пропорции, чтобы температура смеси по завершении

тепло- и массообмена соответствовала оптимальной температуре термодеструкции перерабатываемого вида каустобиолита (для сланца-кукерсита это 480–500 °С).

Установки с твердым теплоносителем более 95 % времени эксплуатируются в стационарном режиме и менее 5 % времени – в нестационарном (пусковом или переходном). Стационарный режим работы этих установок достаточно подробно изучен и описан в литературе [1–4], однако описания работы контура циркуляции теплоносителя в нестационарном (пусковом) режиме нам найти не удалось. Чтобы получить сведения об особенностях работы контура циркуляции теплоносителя в нестационарном режиме, подробно рассмотрим его на примере УТТ, перерабатывающей сланец-кукерсит Прибалтийского месторождения.

При контакте частиц сланца с теплоносителем (в смесителе) начинаются процессы термодеструкции, которые сопровождаются образованием парогазовой смеси (ПГС). Из смесителя поток газовыделяющих частиц поступает в реактор. В нем процессы теплообмена и термодеструкции завершаются. Выделенную ПГС – как целевой продукт переработки – очищают от мелкодисперсных частиц (пыли) и направляют в отделение конденсации.

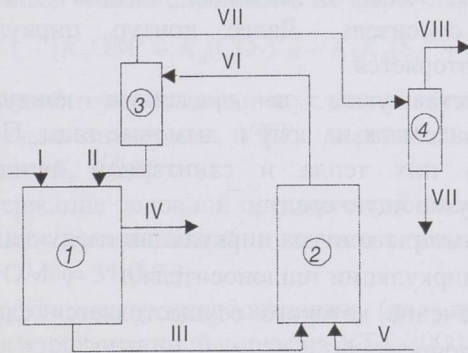


Рис. 1. Принципиальная схема контура циркуляции теплоносителя на УТТ.

Условные обозначения: 1 – реактор, 2 – аэрофонтанная топка, 3 – сепаратор теплоносителя, 4 – сепаратор золы;

массопотоки: I – подаваемый в реактор сухой сланец g_c , II – возвращаемая в реактор зола-теплоноситель g_t , III – образующийся коксозольный остаток $g_{кзо}$, IV – выделяемая парогазовая смесь $g_{пгс}$, V – подаваемый воздух g_v , VI – теплоноситель и зола в газозвеси g , VII – образующаяся зола g_3 , VIII – дымовые газы $g_{дг}$

Fig. 1. Scheme of the heat carrier circuit of the SHC unit.

Legend: 1 – reactor, 2 – burner, 3 – heat carrier separator, 4 – ash separator;

mass flows: I – dry oil shale into reactor, II – heat carrier ash into reactor, III – coke-ash residue, IV – oil vapours and gas, V – air, VI – heat carrier and ash suspended in gas, VII – ash, VIII – flue gas

Твердая фаза, оставшаяся в реакторе после завершения термодеструкции, состоит из отработанного теплоносителя и полукокса, образовавшегося в результате термодеструкции сланца. Этот материал, называемый коксо-зольным остатком (КЗО), из реактора направляют в аэрофонтанную топку, где в потоке подогретого воздушного дутья окисляют (сжигают) содержащиеся в нем горючие компоненты. Тепло, выделенное в результате горения органической массы КЗО, расходуется на нагрев циркулирующего зольного теплоносителя и полукокса и дымовых газов, образующихся при горении. В горной массе КЗО потенциального тепла содержится больше, чем требуется физического тепла на нагрев перечисленных выше потоков, поэтому горение в аэрофонной топке осуществляют при $\alpha < 1$, т. е. часть потенциального тепла КЗО сознательно переводят в химическую и физическую неполноту сгорания. По этой причине температурный режим термообработки теплоносителя в аэрофонтанной топке (температура газовзвеси на выходе из аэрофонтанной топки) и температура возвращаемого в реактор зольного теплоносителя регулируются объемом вдуваемого в топку воздушного дутья.

Полученную в аэрофонтанной топке газовзвесь направляют в сепаратор теплоносителя, где из общего потока осаждаются наиболее крупные частицы золы. В качестве зольного теплоносителя их возвращают в смеситель. Далее контур циркуляции твердого теплоносителя повторяется.

Газовзвесь, оставшуюся за пределами контура циркуляции теплоносителя, разделяют на золу и дымовые газы. После утилизации содержащегося в них тепла и санитарной очистки оба потока сбрасывают в окружающую среду.

Основные параметры контура циркуляции следующие:

- Кратность циркуляции теплоносителя n
- Время, в течение которого осуществляется один цикл (кругооборот) теплоносителя, $\tau_{ц}$.

Кратностью циркуляции n принято называть отношение массового расхода теплоносителя G_T к массовому расходу подаваемого на переработку сухого сланца G_c . Для упрощения расчетов обычно используют не абсолютные, а удельные показатели упомянутых расходов, выраженные через расход перерабатываемого сланца G_c . Тогда

$$g_T = G_T/G_c; g_c = G_c/G_c = 1; n = G_T/G_c = g_T/g_c = g_T,$$

т. е. $n = g_T$.

Масса подаваемого на переработку сланца определяется выбранной производительностью установки G_c , а масса циркулирующего (возвращаемого в реактор) теплоносителя, хотя она и зависит от параметров переработки и качества перерабатываемого сланца, в

основном определяется величиной коэффициента полезного действия сепаратора теплоносителя и концентрацией твердой фазы в поступающей в этот сепаратор газовзвеси.

Регулирование количества возвращаемого в реактор зольного теплоносителя осуществляется изменением КПД циклонного сепаратора. На установках УТТ отработаны два способа регулирования КПД сепаратора теплоносителя:

- Отвод части газовзвеси по байпасной линии мимо циклонного сепаратора теплоносителя [3]
- Изменение центробежной силы вихря внутри корпуса циклонного сепаратора путем ввода дополнительного газового потока в пылеспускной патрубков [4]

Оба способа позволяют плавно снижать КПД циклонного сепаратора, т.е. выбирать необходимую для данного режима УТТ массовую долю зольного теплоносителя, выделяемого из потока газовзвеси и возвращаемого в реактор.

Концентрация золы в потоке газовзвеси зависит от заданной кратности циркуляции n и массы золы, образующейся при сжигании полукокса в аэрофонтанной топке.

Удельный выход золы, получаемой при сжигании полукокса в аэрофонтанной топке, можно определить по формуле:

$$g_3 = 1 - [K_{\text{и}} \text{ОМ}^d + K_{\text{д}} (\text{CO}_2)_M^d - K_{\text{S}} K_{\text{п}} (\text{S}_o^d + \text{S}_M^d)],$$

где $K_{\text{и}}$ – коэффициент использования условной органической массы в долях единицы (для УТТ, перерабатывающих сланец-кукерсит, $K_{\text{и}} = 0,96$);

ОМ^d – содержание условной органической массы (сухой сланец-кукерсит, используемый в качестве сырья на УТТ-3000, имеет $\text{ОМ}^d = 31,0 \%$);

$K_{\text{д}}$ – коэффициент декарбонизации (для принятого режима работы аэрофонтанной топки на УТТ-3000 $t_{\text{афт}} = 800 \text{ } ^\circ\text{C}$, $K_{\text{д}} = 0,3$);

$(\text{CO}_2)_M^d$ – содержание углекислоты карбонатов (сухой сланец-кукерсит, используемый в настоящее время в качестве сырья на УТТ-3000, имеет $(\text{CO}_2)_M^d = 19,0 \%$);

K_{S} – коэффициент сульфуризации (для УТТ-3000 при переработке сланца-кукерсита $K_{\text{S}} = 0,83$);

$K_{\text{п}}$ – коэффициент прироста массы золы за счет сульфуризации, $K_{\text{п}} = 1,125$;

S_o^d – содержание органической серы (сланец-кукерсит имеет $\text{S}_o^d = 0,51 \%$);

S_M^d – содержание колчеданной серы (сланец-кукерсит имеет $\text{S}_M^d = 1,09 \%$).

При переработке сланца-кукерсита удельный выход золы g_3 составляет, %:

$$g_3 \times 1 - [0,96 \times 31 + 0,3 \times 19,0 - 0,83 \times 1,125 \times (0,51 + 1,09)] \times 10^{-2} = 0,66$$

В газозвеси, поступающей в сепаратор теплоносителя, содержатся весь циркулирующий теплоноситель g_T и вся зола перерабатываемого топлива g_3 . Удельный расход с этим потоком твердых частиц g представляет собой сумму удельных расходов золы и циркулирующего теплоносителя:

$$g = g_T + g_3.$$

Заменив величину g_T из ранее доказанного равенства $g_T = n$ величиной n , получаем

$$g = n + g_3$$

В случае переработки сланца-кукерсита эта формула примет вид

$$g = n + 0,66$$

Связь между КПД циклона и кратностью циркуляции теплоносителя выражается формулой

$$\eta = n/g = n/(n + g_3); \quad n = g_3 \eta / (1 - \eta),$$

а в случае переработки сланца-кукерсита

$$\eta = n/(n + 0,66); \quad n = 0,66 \eta / (1 - \eta)$$

Графическая зависимость кратности циркуляции теплоносителя n от КПД циклонного сепаратора η на УТТ при переработке сланца-кукерсита (постоянная $g_3 = 0,66$) приведена на рис. 2. Цифровые значения этой зависимости даны в табл. 1.

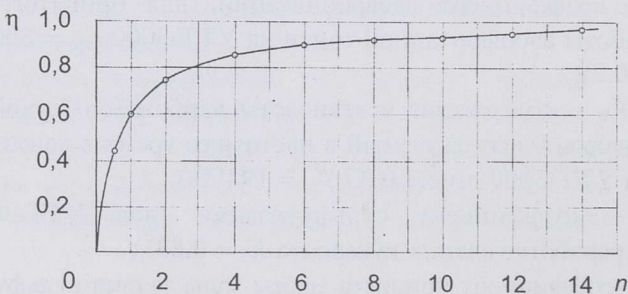


Рис. 2. Зависимость кратности циркуляции теплоносителя n от КПД циклонного сепаратора η

Fig. 2. Dependence of heat carrier recirculation rate n on the cyclone separator efficiency η

Таблица 1. Зависимость кратности циркуляции теплоносителя n от КПД циклона теплоносителя η на УТТ при переработке сланца-кукерсита

Table 1. Dependence of Heat Carrier Recirculation Rate on Cyclone Efficiency η at Processing Kukersite Oil Shale at SHC Unit

n	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5
η	0,602	0,694	0,752	0,791	0,820	0,841	0,858	0,872	0,883	0,893
n	6,0	6,5	7,0	7,5	8,0	8,5	9,0	10,0	11,0	∞
η	0,901	0,908	0,914	0,919	0,924	0,928	0,932	0,939	0,945	1,00

Как практические наблюдения на действующих промышленных УТТ-3000, так и выведенная здесь зависимость показывают, что контур циркуляции будет работать в стационарном режиме при постоянном качестве подаваемого в реактор сланца (показатель удельного выхода золы g_3) и стабильном КПД сепаратора теплоносителя η .

Требуемая кратность циркуляции теплоносителя для промышленных УТТ, работающих в стационарном режиме, составила $n = 1,5-2,5$. Такая кратность циркуляции достигается при КПД циклона $\eta = 0,69-0,79$. Закономерность выхода на стационарный режим, т.е. особенности накопления (сброса) массы золы в контуре циркуляции теплоносителя до заданной кратности циркуляции n , не изучена. Известно, что пусковой (переходный) режим осуществляется в течение определенного интервала времени методом подбора требуемого КПД циклона. Также известно, что при запуске установок УТТ из холодного или горячего состояния требуется наибольший временной интервал для накопления золы в контуре циркуляции теплоносителя. Все переходы режимов с одной кратности циркуляции на другую занимают значительно меньшее время. Поэтому для оценки динамики переходных режимов рассмотрим пусковой.

Запуск установок УТТ осуществляется при реакторе (на УТТ-3000 реактор барабанного типа), заполненном твердой фазой, и при полном отсутствии твердой фазы в топке (топка аэрофонтанного типа). Установку нагревают горячими газами от топки розжига. По достижении в аэрофонтанной топке $650-700$ °С из реактора в топку направляют КЗО. В топке, в потоке горячих газов, частицы КЗО нагреваются, газозвесь поступает в циклон теплоносителя, нагретые частицы возвращаются в реактор. Чтобы не опорожнять реактор, во время пуска его подпитывают.

Оба аппарата – реактор и аэрофонтанная топка – подробно изучены [6, 7]. Вдоль реактора твердые частицы перемещаются по закону, близкому к закону для аппаратов идеального вытеснения, а в

аэрофонтанной топке – по закону, близкому к закону для аппаратов идеального перемешивания. Время от нанесения возмущения по производительности на входе в смеситель до отклика на выходе из реактора τ_p незначительно: для промышленных установок оно оценивается в 60–120 с, для стендовых в 15–30 с – и является постоянным для каждого конкретного реактора.

Временной интервал с момента нанесения возмущения по производительности на входе в аэрофонтанную топку до отклика на выходе твердой фазы из сепаратора теплоносителя $\tau_{афт}$ включает в себя не только время на транспорт, но и время, необходимое для накопления (перехода на другую концентрацию газовзвеси) внесенного возмущения. Для промышленных установок $\tau_{афт}$ составляет 180–240 с, для стендовых 60–90 с и является постоянным для каждой конкретной аэрофонтанной топки.

Общее время одного кругооборота твердой фазы в контуре циркуляции теплоносителя определяется суммой постоянных времени реактора и аэрофонтанной топки и временем транспорта твердой фазы из реактора в аэрофонтанную топку и газовзвеси из аэрофонтанной топки в циклон теплоносителя:

$$\tau_{ц} = \tau_p + \tau_{афт} + \tau_{тр}$$

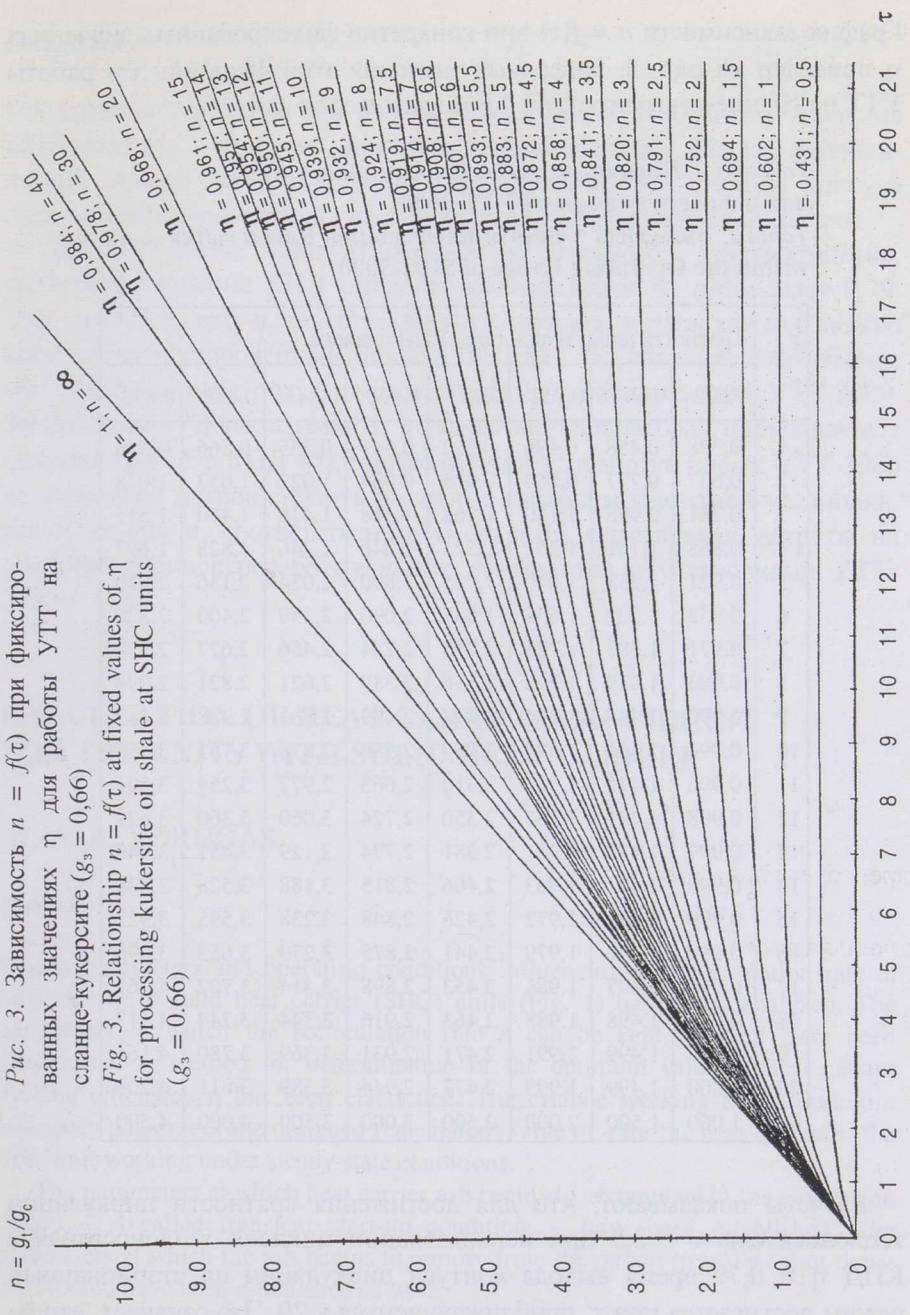
Время одного кругооборота теплоносителя на УТТ также постоянно для каждой конкретной установки. Необходимо отметить, что время $\tau_{тр}$ на порядок меньше чем τ_p и $\tau_{афт}$, и поэтому в дальнейшем мы будем пренебрегать этой величиной.

Пользуясь постоянной времени цикла $\tau_{ц}$, абстрактное время работы (эксплуатации) установки t можно представить как безразмерную величину $\tau = t/\tau_{ц}$ и, соответственно, хотя бы ориентировочно оценить это безразмерное время, необходимое для накопления золы в контуре циркуляции теплоносителя при запуске установки.

Представим, что при $\tau = 0$ в реактор с постоянной единичной производительностью начал поступать твердый материал (сланец). После первого кругооборота теплоносителя, т. е. при $\tau = 1$, в реактор возвращается $g_3\eta$ теплоносителя, т. е. $n_1 = g_3\eta$. После второго кругооборота теплоносителя, т. е. при $\tau = 2$, кратность циркуляции составит $n_2 = (g_3\eta)\eta$. При $\tau = 3$ кратность циркуляции составит $n_3 = g_3(1 + \eta + \eta^2)\eta$, и при каком-то обороте теплоносителя $\tau = m$ кратность циркуляции будет $n_m = g_3(1 + \eta + \eta^2 + \dots + \eta^{m-1})\eta$.

Полученная формула позволяет оценить число оборотов теплоносителя τ , необходимое для достижения заданной кратности циркуляции n при выбранном КПД циклона теплоносителя η .

Рис. 3. Зависимость $n = f(\tau)$ при фиксированных значениях η для работы УТТ на сланце-кукерсите ($g_3 = 0,66$)
 Fig. 3. Relationship $n = f(\tau)$ at fixed values of η for processing kukersite oil shale at SHC units ($g_3 = 0.66$)



τ

График зависимости $n = f(\tau)$ при конкретно фиксированных значениях η приведен на рис. 3. Цифровые значения этой функции для работы УТТ на сланце-кукереците ($g_3 = 0,66$) даны в табл. 2.

Таблица 2. Цифровые значения функции $n = f(\tau)$ для рабочего диапазона УТТ-3000
Table 2. Numerical Values of Recirculation Rate $n = f(\tau)$ within the Operating Range of SHC-3000

τ	Кратность циркуляции n при КПД циклона η							
	0,602	0,694	0,752	0,791	0,820	0,841	0,858	0,872
1	0,398	0,458	0,496	0,522	0,541	0,555	0,566	0,576
2	0,637	0,777	0,869	0,935	0,984	1,022	1,053	1,078
3	0,781	0,998	1,150	1,262	1,348	1,416	1,470	1,515
4	0,868	1,151	1,361	1,521	1,646	1,746	1,828	1,897
5	0,921	1,258	1,519	1,725	1,890	2,024	2,136	2,230
6	0,952	1,332	1,639	1,887	2,090	2,259	2,400	2,520
7	0,971	1,383	1,728	2,015	2,254	2,456	2,627	2,774
8	0,983	1,419	1,796	2,116	2,389	2,621	2,821	2,994
9	0,990	1,444	1,864	2,196	2,499	2,761	2,988	3,187
10	0,994	1,461	1,885	2,260	2,589	2,878	3,131	3,355
11	0,996	1,473	1,913	2,310	2,663	2,977	3,254	3,501
12	0,998	1,481	1,935	2,350	2,724	3,060	3,360	3,629
13	0,999	1,487	1,951	2,381	2,774	3,129	3,451	3,740
14	0,999	1,491	1,963	2,406	2,815	3,188	3,528	3,838
15	0,999	1,494	1,972	2,426	2,848	3,238	3,595	3,922
16	0,999	1,496	1,979	2,441	2,875	3,279	3,653	3,996
17	0,999	1,497	1,984	2,453	2,898	3,314	3,702	4,061
18	0,999	1,498	1,988	2,463	2,916	3,344	3,744	4,117
19	0,999	1,499	1,991	2,471	2,931	3,369	3,780	4,166
20	1,000	1,499	1,993	2,477	2,944	3,389	3,811	4,209
∞	1,000	1,500	2,000	2,500	3,000	3,500	4,000	4,500

Расчеты показывают, что для достижения кратности циркуляции теплоносителя $n = 2,5$ при использовании циклона теплоносителя с КПД $\eta = 0,79$ время выхода контура циркуляции на стационарный режим достигается при τ , приближающемся к 20. Это означает, что на промышленных УТТ-3000 пусковой период до выхода контура циркуляции в стационарный режим займет: $20(120 + 240)/3600$ – не более 2 часов, т. е. значительно меньше времени, чем требуется на прогрев установки до рабочего состояния $t_p = 480$ °С, $t_{афг} = 800$ °С. Время нагрева УТТ-3000 составляет 8–12 часов.

Выводы

Предложена методика расчета для выявления требуемого значения КПД циклона в контуре циркуляции теплоносителя. Создан аналитический способ оценки времени, необходимого для выхода контура циркуляции теплоносителя на стационарный гидравлический режим.

Для УТТ-3000, эксплуатируемых на Эстонской электростанции, требуемое значение КПД циклона теплоносителя не превышает 0,79. Это означает, что в качестве такого циклона теплоносителя можно использовать укороченный циклон типа СН...У, сохраняя стабильным как стационарный, так и пусковой режимы эксплуатации УТТ-3000. Замена ныне используемого в качестве сепаратора теплоносителя циклона ЦН-15 с КПД $\sim 0,9$ позволит при разработке новых УТТ-3000 на несколько метров снизить высотные габариты как самой установки, так и здания и, соответственно, уменьшить капитальные затраты на создание сланцелерерабатывающих комбинатов с установками УТТ-3000.

CALCULATION OF HEAT CARRIER ASH CIRCUIT FOR THE UNITS WITH SOLID HEAT CARRIER

K.-A. A. YORUDAS

Summary

Design parameters and operating conditions influencing the recirculation rate of heat carrier in solid heat carrier (SHC) units (Fig. 1) have been analyzed. The parameters at which the recirculation rate n can be kept constant have been established. A method for determination of the optimum value of heat carrier cyclone efficiency η has been elaborated. The cyclone working at the optimum efficiency guarantees the designed (calculated) value of n for the heat carrier in the SHC unit working under steady-state conditions.

The parameters at which heat carrier ash begins to accumulate in the circulation circuit – so-called transient start-up conditions – have been established. The parameters at which the ash begins to remove from the circuit (transient shut-down conditions) have been established as well.

The constant of the dimensionless time τ has been determined as a sum of corresponding units for reactor, burner, and transportation procedures within the circuit. The analytical method for estimating the time interval τ needed for the circulation circuit to reach designed operating conditions has also been developed.

Basing on established relationships, a graph has been constructed that expresses the dependence of recirculation rate n on cyclone efficiency η in steady-state conditions of a SHC unit (Fig. 2; Tables 1 and 2). Figure 3 illustrates the

relationships between heat carrier recirculation rate n and dimensionless time τ for the case of retorting kukersite oil shale at fixed values of cyclone efficiency. The graph represents the schedule of running up the SHC unit to obtain steady-state conditions.

ЛИТЕРАТУРА

1. Тягунов Б. И., Волков Т. М., Чикул В. И. и др. Процесс и установка для термической переработки сланца с твердым теплоносителем // Сов.-амер. симпозиум «Проблемы газификации и окисления угля»: Тез. докл. М., 1976.
2. Бейкер Дж., де Камерон Р. Состояние технологии переработки горючих сланцев в США // Там же.
3. Термическая переработка сланца-кукерсита / М. Я. Губергриц (ред.). – Таллинн: Валгус, 1966.
4. Йорудас К.-А. А., Солодовникова И. В., Воробьев В. А. и др. Способ термической переработки высокозольного топлива: Патент Российской Федерации № 1766940 от 13.04.93.
5. Химическая технология твердых горючих ископаемых: Учебник для ВУЗов / Г. Н. Макаров, Г. Д. Харлампович (ред.). – М.: Химия, 1986.
6. Шипков Н. Н. Исследование аэрофонтанных камер сгорания: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / ЭНИН. – М., 1962.
7. Красновский Г. Н. Исследование реакторов барабанного типа для термической переработки мелкозернистого сланца и методика их расчета: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / ЭНИН. – М., 1970.

Presented by E. Volkov

Received April 28, 1997