

№ 6.1  
302

TALLINNA POLÜTEHNILISE  
INSTITUUDI TOIMETISED

ТРУДЫ ТАЛЛИНСКОГО  
ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА

СЕРИЯ А

№ 302

# ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКА

СБОРНИК СТАТЕЙ  
XI

Под общей редакцией проф. И. П. Эпика



Ср. 6.

TALLINNA POLUTEHNILISE INSTITUUDI TOIMETISED  
ТРУДЫ ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА

СЕРИЯ А

№ 302

1971

УДК 621.180

## ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКА

СБОРНИК СТАТЕЙ

XI

Под общей редакцией проф. И. П. Эпика



ТАЛЛИН 1971

02



Ep.10479

УДК 662.771.5:662.67

И.П. Эпик, А.В. Прикк

О ВОЗМОЖНОСТИ ОБОГАЩЕНИЯ ЭСТОНСКИХ ГОРЮЧИХ  
 СЛАНЦЕВ В ПЫЛЕСИСТЕМЕ С ШБМ И ЦЕНТРОБЕЖНЫМ  
 СЕПАРАТОРОМ

$M$  - расход топлива в мельнице;

$G$  - количество возврата из сепаратора;

$P$  - количество возврата, удаляемое из пылесистемы;

$V = V_1 + V_2 + V_3$  - выход готовой пыли из сепаратора;

$V_1, V_2$  и  $V_3$  - количество пыли, уловленной соответственно в первом циклоне, во втором циклоне и в электро-фильтре;

$$p = \frac{P}{M}, \quad b = \frac{G}{M}, \quad b_1 = \frac{V_1}{M}, \quad b_2 = \frac{V_2}{M} \quad \text{и}$$

$$b_3 = \frac{V_3}{M} \quad \text{- относительные количества выходов;}$$

$$\beta_1 = \frac{V_1}{V}, \quad \beta_2 = \frac{V_2}{V} \quad \text{и} \quad \beta_3 = \frac{V_3}{V} \quad \text{- относительные количества выходов в отношении выхода пыли из сепаратора;}$$

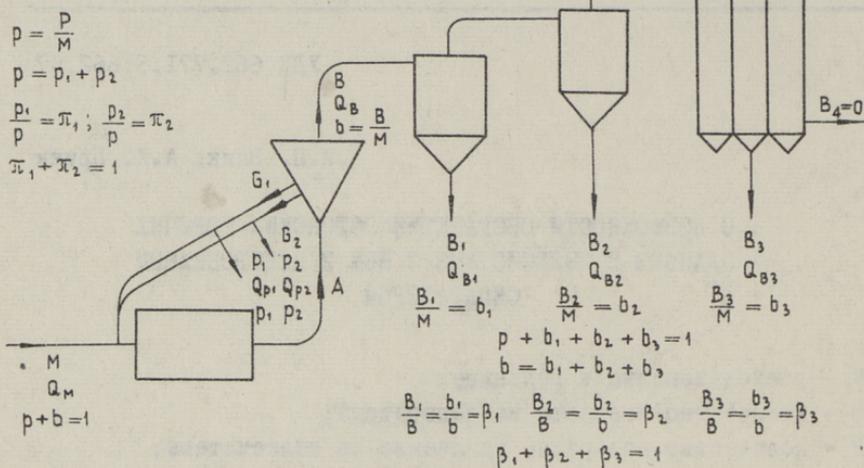
$Q_m$  - теплота сгорания исходного топлива, кдж/кг;

$Q_p, Q_b, Q_{b_1}, Q_{b_2}$  и  $Q_{b_3}$  - теплоты сгорания выходов, кдж/кг;

$Q_{b_1+2}$  - теплота сгорания суммарного выхода из циклонов  $V_1$  и  $V_2$ , кдж/кг;

$R_{80}^B$  - полный остаток пыли на сите 80 мкм на выходе из сепаратора, %.

При размоле эстонских горючих сланцев как многокомпонентного агрегата в вентилируемой ШБМ с центробежным сепаратором можно полагать, что мелкие фракции пыли обогащаются минеральной частью за счет ее более высокой плотности по



Фиг. 1. Схема лабораторной пылесистемы

сравнению с органической частью. Во-первых, в вентилируемой ШБМ частицы пыли с большой плотностью измельчаются на более мелкие фракции, чем органическая, до тех пор, пока становятся достаточно тонкими для вывода из мельницы с вентилирующим воздухом. Во-вторых, при попадании потока пыли из мельницы в центробежный сепаратор в первую очередь выделяются и направляются обратно в мельницу опять частицы с высокой плотностью (с большим содержанием золы), и содержание золы прогрессивно возрастает в мелких фракциях.

На основе вышесказанного можно также пслагать, что при размоле в описанной пылесистеме на постоянном режиме эстонских сланцев с разным содержанием балласта готовая пыль должна получаться более тонкой у сланцев с более высоким содержанием балласта.

Вышеприведенное перераспределение минеральной части по фракциям подтверждается в исследованиях Басса и Батора для лигнитов, Литлджона и Уатта, Райнера и Марскелла [1], И.А. Кулешовой, К.Я. Полферова и Б.С. Белосельского [2] для углей, И.А. Яворского и А.С. Ривкина [3] для назаровского угля.

Аналогичные данные для эстонских сланцев приведены И.П. Эпиком в [4] и Л.М. Ыйспу в диссертационной работе.

Исследование перераспределения органической и минеральной части сланцев при размоле производилось в лабораторной пылесистеме, имеющей за мельницей и центробежным сепаратором три последовательно включенных пылеуловителя, два циклона и трехходовой электрофильтр (фиг. 1) [5].

Технические данные лабораторной пылесистемы:

1. Пылесистема позволяет приготовить сланцевую пыль в количестве 1-4 кг/ч соответственно при  $R_{90} = 0,3-44 \%$ .

2. Вентилируемая шаровая барабанная мельница 40МЛ с объемом 7 дм<sup>3</sup> и со скоростью вращения 6,28 рад/сек. Мельница загружена со стальными шарами  $\phi$  28 мм в количестве 55 штук и  $\phi$  23,1 мм в количестве 24 штук с общим весом 6,2 кг.

3. Сепаратор типа ЦККБ диаметром 0,23 м с регулирующими лопатками. Закрытием регулирующих лопаток в диапазоне от 0 рад (при радиальном положении) до 1,1 рад при скоростях входа воздуха в пылесистему 0-9,8 м/сек аэродинамическое сопротивление сепаратора увеличивается соответственно от 0 до 582 н/м<sup>2</sup>.

4. Циклоны первой и второй ступени одинаковые, типа ВТИ диаметром 0,2 м.

5. Электрофильтр трехходовой, в середине каждого хода коронирующий электрод. По проведенным опытам при скоростях воздуха в электрофильтре 0,52-0,87 м/сек полное пылеулавливание обеспечивает напряжение 39-64 кв.

Размолу подвергались эстонские горючие сланцы из шахты № 4 и 7 и из карьера Сиргала, предварительно дробленые до прохода через сито 5 мм и подсушенные до воздушносухого состояния.

Методика проведения опытов и анализов, а также характеристики работы мельницы и сепаратора при изменении загрузки в сепараторе приведены в [5,6].

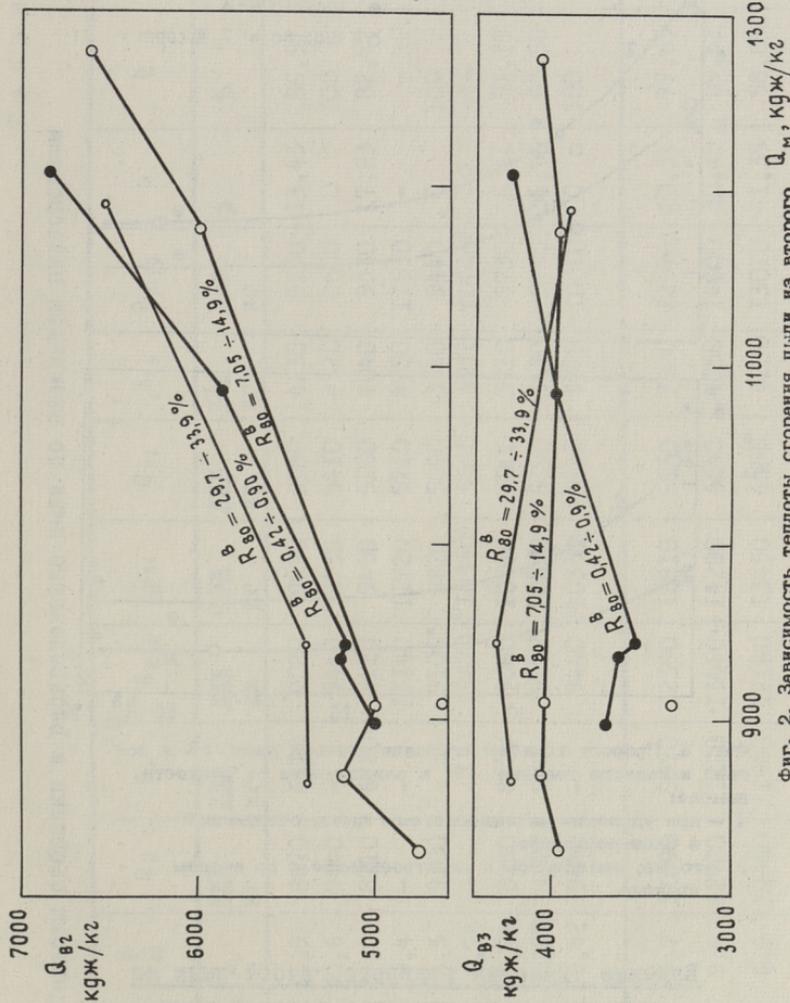
Данные расчетов обогащения приведены в таблице 1. Все данные по теплотам сгорания относятся к низшей теплоте сгорания сухой массы.

Обогащение горючих сланцев в пылесистеме с  
удалением из системы пыли электрофильтра и  
второго циклона

Опыты показали, что при измельчении сланцев в лабораторной пылесистеме относительные количества пыли  $\beta_2$  и  $\beta_3$ , осажденные соответственно во втором циклоне и в электрофильтре, зависят от тонкости готовой пыли на выходе из сепаратора и, как следует из [6], от закрутки в сепараторе. При грубом помоле ( $R_{80}^B = 27,4 \div 33,9 \%$ )  $\beta_2 = 2,24 \div 2,85 \%$  и  $\beta_3 = 3,12 \div 3,35 \%$ ; при тонком помоле ( $R_{80}^B = 7,05 \div 14,9 \%$ )  $\beta_2 = 2,64 \div 3,84 \%$  и  $\beta_3 = 3,95 \div 5,73 \%$ ; при сверхтонком помоле ( $R_{80}^B = 0,4 \div 0,9 \%$ )  $\beta_2 = 5,67 \div 7,84 \%$  и  $\beta_3 = 8,28 \div 11,1 \%$ . Качество исходного топлива в пределах  $Q_M = 8230 \div 12780$  кдж/кг не влияет на относительные количества выходов  $\beta_2$  и  $\beta_3$ .

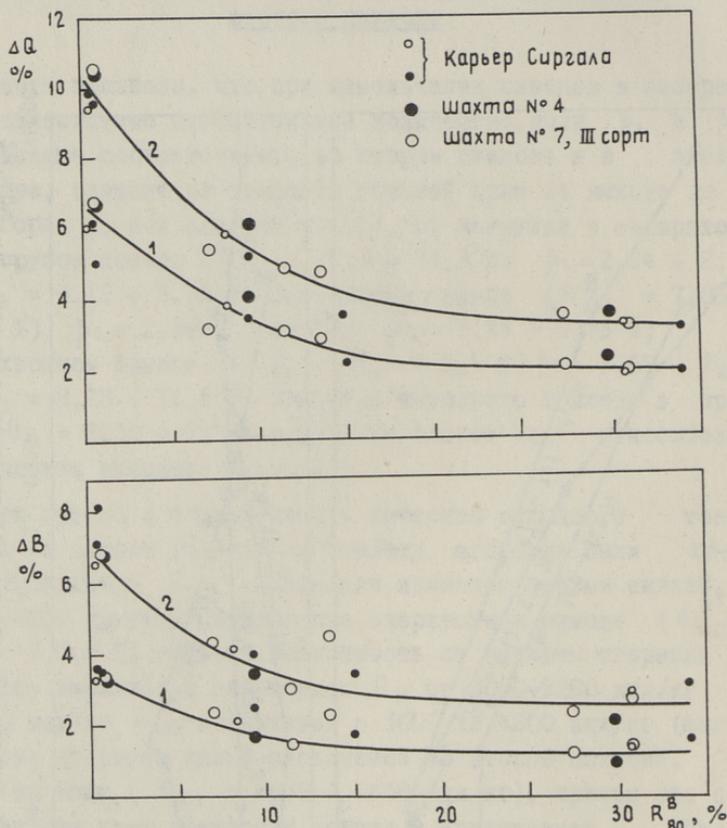
При грубом и тонком помоле качество исходного топлива также не влияет заметно на теплоту сгорания пыли из-под электрофильтра  $Q_{B3}$ . Последняя является весьма низкой, лишь 4000-4200 кдж/кг. Только при сверхтонком помоле ( $R_{80}^B = 0,4 \div 0,9 \%$ ) заметна зависимость от теплоты сгорания исходного топлива: с повышением  $Q_M$  от 9000-9200 кдж/кг до 12000 кдж/кг  $Q_{B3}$  повышается с 3600 до 4200 кдж/кг (фиг. 2). Теплота сгорания пыли, уловленной во втором циклоне, несколько выше ( $Q_{B2} = 4640 \div 6850$  кдж/кг), причем она повышается при всех тонкостях помола с увеличением  $Q_M$  (фиг. 2).

Так как  $Q_{B3} < Q_{B2} < Q_B$ , то удаление из пылесистемы пыли, осажденной во втором циклоне, а особенно в электрофильтре, приводит к увеличению теплоты сгорания готовой пыли, т.е. к обогащению топлива. Зависимость получаемого эффекта обогащения от тонкости помола представлена на фиг. 3. Например, при  $R_{80}^B = 5 \div 8 \%$  увеличение теплоты сгорания пыли за счет удаления из пылесистемы пыли, уловленной в электрофильтре, составляет 4 - 5%. При этом из электрофильтра удаляется 6 - 7% пыли с низкой теплотой сгорания, которого заменяет 1,9 - 2,3% исходного топлива. При одновременном удалении пыли из-под электрофильтра и пыли из второго циклона при этой же тонкости помола увеличение теплоты сгора-



Фиг. 2. Зависимость теплоты сгорания пыли из второго цикла  $Q_{82}$  и пыли из-под электрофилтра  $Q_{83}$  от теплоты сгорания исходного топлива  $Q_m$  при грубом, тонком и сверхтонком помоле

ния остатка  $V_I$  составляет 6,5 - 7,5 %, удаляемое количество пыли составляет 9,9 ÷ 12,3 % и эквивалентная потеря исходного топлива  $\Delta B = 3,8 \div 4,9$  %.



Фиг. 3. Прирост теплоты сгорания готовой пыли  $\Delta Q$  и потеря исходного топлива  $\Delta B$  в зависимости от тонкости помола:

- 1 - при удалении из пылесистемы пыли, осаждающей в электрофильтре,  
2 - то же, осаждающей в электрофильтре и во втором циклоне

### Влияние удаления возврата грубой пыли из пылесистемы на качество готовой пыли

Из таблицы I видно, что при всех вышеописанных опытах из пылесистемы удалялось некоторое количество возврата грубой пыли из сепаратора ( $p$ , %) для ситового и частичного технического анализа. Поскольку теплота сгорания возврата ниже теплоты сгорания исходного топлива ( $Q_p < Q_m$ ), то готовая

Т а б л и ц а I

Теплоты сгорания и распределение пыли по элементам пылесистемы

Место дооб- чи	№	R <sub>80</sub> <sup>B</sup>	Q <sub>п</sub>	Q <sub>B</sub>	Q <sub>B1</sub>	Q <sub>B2</sub>	Q <sub>B3</sub>	Q <sub>B1+2</sub>	p	b	β <sub>2</sub>	β <sub>3</sub>
		%	$\frac{\text{КДЖ}}{\text{КГ}}$	$\frac{\text{КДЖ}}{\text{КГ}}$	$\frac{\text{КДЖ}}{\text{КГ}}$	$\frac{\text{КДЖ}}{\text{КГ}}$	$\frac{\text{КДЖ}}{\text{КГ}}$	$\frac{\text{КДЖ}}{\text{КГ}}$	%	%	%	%
Камер Сирена	1	33,9	6410	9020	9290	5380	4230	9190	13,43	86,57	2,56	3,35
	2	30,6	-	9440	9730	5410	4320	9600	0	100	2,85	3,12
	3	14,9	6720	9120	9450	5180	4040	9330	17,23	82,77	2,64	3,95
	4	9,4	-	11140	11720	5710	4700	11530	-	-	2,96	5,73
	5	8,3	9100	9100	9620	5000	3340	9440	0	100	3,74	5,56
	6	0,74	-	9670	10590	5580	4210	10160	-	-	7,84	8,28
	7	0,74	8070	9060	10060	5000	3710	9730	8,81	91,19	5,73	11,11
	8	0,57	9800	9170	10070	5190	3630	9740	31,50	68,50	6,28	9,20
	9	0,42	-	9440	10330	5190	3570	10010	0	100	5,67	8,80
Шахта	10	29,7	9970	12390	12810	6550	3920	12670	20,35	79,65	2,24	3,18
	11	9,4	11220	13460	14280	6640	4050	14000	30,49	69,51	3,43	5,49
	12	0,9	11940	12180	13450	6850	4220	13010	41,35	58,65	6,12	9,35

Продолжение таблицы I

Место добы- чи	№	R <sub>80</sub> <sup>p</sup> %	Q <sub>м</sub> <u>КДЖ</u> кг	Q <sub>р</sub> <u>КДЖ</u> кг	Q <sub>в</sub> <u>КДЖ</u> кг	Q <sub>в1</sub> <u>КДЖ</u> кг	Q <sub>в2</sub> <u>КДЖ</u> кг	Q <sub>в3</sub> <u>КДЖ</u> кг	Q <sub>в1+2</sub> <u>КДЖ</u> кг	p	b	β <sub>2</sub> %	β <sub>3</sub> %	
Шахта № 2 Претик сорт	13	30,7	-	-	11360	11710	6190	4950	11570	-	-	2,36	3,27	
	14	27,4	-	-	11630	12020	5720	4070	11870	-	-	2,37	3,12	
	15	13,60	8230	6360	8570	8980	4750	3960	8820	15,74	84,26	3,60	5,11	
	16	11,40	11780	9870	12200	12800	6010	3960	12580	17,98	82,02	3,13	4,33	
	17	7,05	9130	-	9130	9620	4640	4040	9410	0	100	3,84	5,33	
	18	0,75	10880	10680	11020	12200	5910	3970	11760	41,47	58,53	6,28	9,49	

пыль обогащается в зависимости от величин  $\rho$  и  $Q_p$ . Также видно из таблицы I, что при увеличении тонкости помола до  $R_{80}^B = 0,5\%$  соотношение  $Q_m/Q_p$  приближается к единице. Следовательно, при очень тонком помоле сепаратор разделяет пыль неудовлетворительно и возврат из сепаратора содержит много уже готовой пыли.

Посредством кратности циркуляции ( $k$ ) пыли в сепараторе для приведенных в таблице I опытов можно вычислять приблизительный максимальный выход возврата:  $G = B(k-1)\%$ . При тонкостях помола  $R_{80}^B = 0,5\%$ ;  $10\%$  и  $30\%$  соответственно  $G = 89\%$ ,  $65\%$  и  $38\%$ .

По вышеизложенному ясно, что обогащение пыли, выходящей из сепаратора, посредством удаления возврата грубой пыли может иметь смысл лишь при грубом и тонком помоле. Обогащение с удалением всего возврата (при  $\rho = G$ ) практически невыгодно, поскольку даже при грубом помоле с  $R_{80}^B = 30\%$  потеря топлива составляет  $25 - 33\%$  при обогащении исходного топлива на  $\Delta Q = 10 \div 14\%$  (при теплоте сгорания исходного топлива  $Q_m = 9870 \div 13100$  кдж/кг; таблица 2).

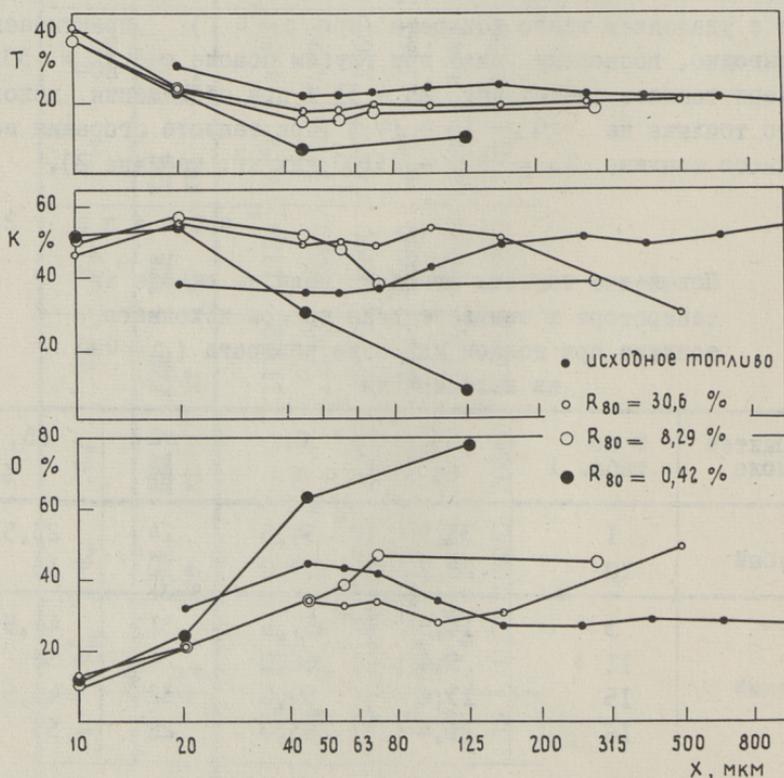
Т а б л и ц а 2

Повышение теплоты сгорания пыли на выходе из сепаратора и эквивалентная потеря исходного топлива при полном удалении возврата ( $\rho = G$ ) из пылесистемы

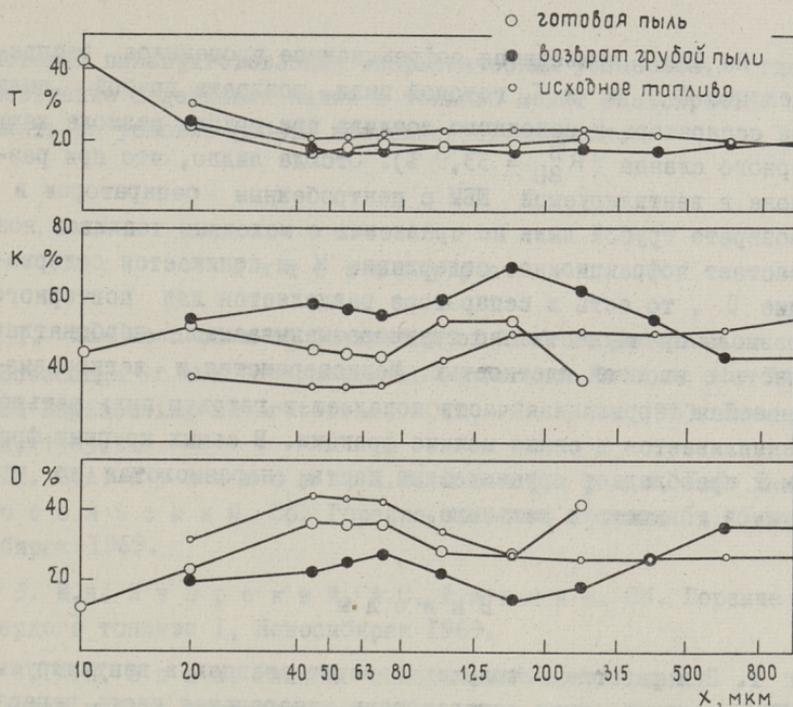
Характер помола	№ по табл. I	$R_{80}^B$ , %	G, %	$\Delta Q$ , %	$\Delta B$ , %
Грубый	I	33,9	34,5	14	25,5
	10	29,7	39,0	10	33
Тонкий	3	14,9	57,5	31	44,5
	II	9,4	66,0	24	58
	15	13,6	59,0	32	45,5
	16	11,4	63,0	28	53

Пофракционное распределение минеральной части  
горючих сланцев при размоле

Производился ситовой анализ раздробленных и размолотых сланцев на контрольных ситах размером ячеек от 40 мкм до 2500 мкм. Далее определялись зольность и содержание  $(CO_2)_K$  на сухую массу всех ситовых фракций, проходя через сито 40 мкм (фракция 0-40 мкм без пыли электрофилтра) и пыли электрофилтра. На основе зольности и содержания  $(CO_2)_K$  по формулам Г.К. Саара [7] вычислялось процентное содержание органической (O), карбонатной (K) и терригенной (T) частей.



Фиг. 4. Пофракционное распределение O, K и T сланцев из карьера Сиргала при разной тонкости помола в лабораторной пылесистеме



Фиг. 5. Распределение  $O$ ,  $K$  и  $T$  исходного топлива, возврата грубой пыли и готовой пыли по фракциям при размоле сланцев карьера Сиргала ( $R_{80}^B = 33,9\%$ )

На фиг. 4 видно, что в процессе размола и сепарации максимальное содержание  $O$  остается в тех же фракциях, что и в исходном топливе (30–90 мкм). Наблюдается резкое увеличение  $O$  с увеличением размера фракции, и тем сильнее, чем глубже происходит размол. В самых мелких фракциях с размером ниже 40 мкм содержание  $O$  резко уменьшается: во фракции ниже 40 мкм (без пыли электрофилтра)  $O = 22\%$  и в пыли электрофилтра  $O = 16\%$ .

Карбонатная часть в процессе размола распределяется более равномерно, причем в мелких фракциях (ниже 20 мкм) наблюдается тенденция к понижению содержания  $K$ .

Терригенная часть перемещается в процессе размола и сепарации в самые мелкие фракции. Во фракциях ниже 40 мкм видно особенно резкое увеличение содержания  $T$  (в пыли электрофилтра размерами зерен 0–20 мкм содержание  $T$  доходит до 40%).

На фиг 5 приводится пофракционное процентное распределение  $O$ ,  $K$  и  $T$  готовой пыли, возврата грубой пыли из сепаратора и исходного топлива при грубом размоле карьерного сланца ( $R_{80}^B = 33,9\%$ ). Отсюда видно, что при размолу в вентилируемой ШБМ с центробежным сепаратором в возврате грубой пыли по сравнению с исходным топливом возрастает пофракционное содержание  $K$  и понижается содержание  $O$ , то есть в сепараторе разделяется для повторного размола преимущественно трудноразмалываемая карбонатная часть с высокой плотностью. Мелкозернистая и легкоразмалываемая терригенная часть попадает в готовую пыль раньше и накапливается в самые мелкие фракции. В самых крупных фракциях преобладает органическая часть, неразмолотая до требуемой тонкости в мельнице.

#### В ы в о д ы

1. При размолу эстонских горючих сланцев в вентилируемых ШБМ с центробежными сепараторами минеральная часть перераспределяется в сторону мелких фракций. При этом в самые мелкие фракции накапливается преимущественно терригенная часть, являющаяся основным носителем калия в данном топливе. Максимальная теплота сгорания остается во фракциях 30 - 90 мкм. В пыли из-под электрофильтра размерами зерен 0-20 мкм содержание минерального балласта доходит до 90%.

2. Показана возможность увеличения теплоты сгорания готовой пыли сланцев в пылесистеме с ШБМ и центробежным сепаратором с удалением из пылесистемы некоторой доли неорганической части сланцев с пылью электрофильтра, с пылью второго циклона и с возвратом грубой пыли. Обогащение готовой пыли посредством удаления из пылесистемы возврата грубой пыли из-за большой потери топлива при этом представляет наименьший интерес.

Выделение некоторой доли неорганической части из сланцев посредством удаления из пылесистемы тонких фракций (пыли электрофильтра или пылей электрофильтра и второго циклона) представляет интерес в технологических процессах, в которых зольные остатки могут влиять на качество выпускаемого материала, например на цементных заводах, а также в открытых

системах пылеприготовления энергетических установок, где уменьшение содержания калия в топливе может благоприятно влиять на условия работы поверхностей нагрева.

## Л и т е р а т у р а

1. The Mechanism of Corrosion of Fuel Impurities. Proceedings of the International Conference Held at the Maschwood Engineering Laboratories, 20th - 24th May 1963. London, 1963.
2. И.А. Кулешова, К.Я. Полферов, Б.С. Белосельский. Сб. Горение твердого топлива I, Новосибирск 1969.
3. И.А. Яворский, А.С. Ривкин. Сб. Горение твердого топлива I, Новосибирск 1969.
4. И.П. Эпик. Влияние минеральной части сланца на условия работы котлоагрегата. Эст. гос. изд., Таллин 1961.
5. И.П. Эпик, А.В. Прикк, Л.М. Ыйспуу. Труды ТПИ, серия А, № 277, Таллин 1969.
6. А.В. Прикк, К.Э. Раур, Л.М. Ыйспуу. Труды ТПИ, серия А, № 290, Таллин 1970.
7. Г.К. Саар. Труды ТПИ, серия А, № 205, Таллин 1963.

About Possibilities of Enrichment of Estonian  
Oil-shale in a Pulverization System

Summary

Some possibilities of enrichment of Estonian oil-shale are presented in the article. The data obtained show that the inorganic part of oil-shale concentrates into the finer fractions of pulverized fuel and may be removed from the dust filter. The experiments were carried with a ball-race pulverizer and a centrifugal classifier.

The distribution of mineral matter in the fractions of pulverized oil-shale with high mineral contents are presented

UDK 621.180.001.5

H.-G. Lewandowsky

UNTERSUCHUNGEN ZUM ANSATZVERHALTEN VON  
BRAUNKOHLNASCHEN

1. Einleitung

Der einzige Primärenergieträger, den die DDR in nennenswertem Umfang besitzt, ist die Rohbraunkohle. 1968 wurden 81,4% der benötigten Elektroenergie damit erzeugt. Ihre führende Stellung wird die Rohbraunkohle auch in naher Zukunft behalten. 1980 soll sie noch 50% und erst im Jahre 2000 noch 10% des Primärenergiebedarfes decken. Da jedoch im gleichen Zeitraum der Elektroenergiebedarf sich etwa alle 10 Jahre verdoppeln wird, bleibt der absolute Anteil erhalten. Ab 1980 sollen keine Kraftwerke für Rohbraunkohle mehr gebaut werden. Der notwendige Mehrbedarf muß aus Kernkraftwerken gedeckt werden.

Bei der Elektroenergieerzeugung aus Rohbraunkohle in den dafür erforderlichen Anlagen mit Leistungsgrößen von 50 MW und mehr wird die Kohle mit einem Anfangswassergehalt von 50 bis 55% durch Mehltrocknung auf etwa 20% gebracht und in die Feuerräume von Dampferzeugern eingeblasen, wo sie verbrennt. Gemeinsam mit dem Brennstoff wird die in ihm enthaltene Asche dem Einfluß hoher Temperaturen, die in der Größenordnung von ca 1200°C liegen, ausgesetzt. Die beim Verbrennungsvorgang auftretenden physikalischen und chemischen Reaktionen können das Verhalten der Asche in unangenehmer Weise verändern. Es können sich Eutektika mit niedrigem Schmelz- oder Erweichungspunkt bilden. Erweichte Ascheteil-

chen setzen sich an den Heizflächen an. Die entstandenen Beläge hemmen einmal den Wärmeübergang, so daß sich der Wirkungsgrad des Dampferzeugers verschlechtert, zum anderen wird der Strömungswiderstand in den Rauchgaszügen erhöht. Damit verbundene Außerbetriebnahmen der Anlagen setzen die Verfügbarkeit herab. Nicht immer bringen Reinigungsanlagen in Form von stationär angeordneten oder von Hand betriebenen Rußbläsern die erhoffte Wirkung. Der Betreiber einer Kesselanlage hat also mit der Tatsache des Vorhandenseins von Asche im Brennstoff zu rechnen. Möglichst soll dieser Umstand jedoch schon bei der Konstruktion der Anlage berücksichtigt werden.

## 2. Analyse der bisherigen Arbeiten

Es ist seit jeher das Bestreben der Konstrukteure und Betreiber von Dampferzeugeranlagen gewesen, verlässliche Angaben über das Ascheverhalten zu bekommen. Vor allem interessierte das Schmelzverhalten. Die Verfahren, die heute zur Bestimmung des Schmelzverhaltens von Brennstoffaschen angewendet werden und von denen wohl dem Verfahren nach Leitz [1] die größte Bedeutung zukommt, weisen doch einige beträchtliche Nachteile auf, so daß die damit erhaltenen Ergebnisse nicht genügend aussagekräftig sind. Schon die Herstellung der Probe geschieht unter Bedingungen, die stark von den in einer Staubfeuerung herrschenden abweichen. Die Erhitzung des Probekörpers verläuft mit einer Geschwindigkeit von durchschnittlich 10 grd/min, während die Aufheizgeschwindigkeit eines Staubteilchens in einer Feuerung mit ca  $1 \cdot 10^6$  grd/min vonstatten geht. Reaktionen der Ascheteilchen untereinander und mit dem umgebenden Gas können bei derartigen Laboruntersuchungen nicht berücksichtigt werden. Eigene Versuche in dieser Richtung [2] konnten zwar den Zusammenhang zwischen Sinterung und Festigkeitszunahme der untersuchten Proben nachweisen, vermieden aber auch nicht den grundsätzlichen Nachteil der unter betriebsfremden Bedingungen hergestellten Probe.

Aus der Oxidanalyse einer Brennstoffasche lassen sich gewisse Rückschlüsse auf das Verhalten der Asche ziehen.

Sind Alkalien oder an Tonminerale gebundenes  $\text{SiO}_2$  vorhanden, kann mit Sicherheit auf eine starke Verschmutzungsneigung geschlossen werden.  $\text{SiO}_2$  in Form von Sand führt in der Regel zu hohem Verschleiß, wie das Beispiel der Niederlausitzer und rheinischen Rohbraunkohlen zeigt. Auch Magnesium soll nach neueren Untersuchungen [3] zu hartnäckigen Verschmutzungen führen, wobei es in Form von Magnesioferrit am Aufbau der Ansätze beteiligt ist.

Diese Aussagen sind allerdings sehr allgemein, und man versuchte, durch chemisch-physikalische Methoden Einblick in die auftretenden Reaktionen zu gewinnen. So konnte festgestellt werden [4], daß bei einem Temperaturüberfall eines Asche-Brennstoff-Gemisches das darin enthaltene  $\text{SiO}_2$  sich teilweise zu dampfförmigen  $\text{SiO}$  aufspaltet. Hieraus entstehen im Rauchgas unter Sauerstoffaufnahme  $\text{SiO}_2$ -Nebel, die an den kalten Heizflächen kondensieren und eine erste außerordentlich feinkörnige Ablagerungsschicht bilden. Maßgebend für den Anteil des verdampfenden  $\text{SiO}_2$  sind die Aufenthaltsdauer in der heißen Zone und die Höhe der Temperatur. Die Verdampfung beginnt bei  $1650^\circ\text{C}$ , wenn Tonminerale, Kalk und Eisenspat in der Asche vorhanden sind. Die Anwesenheit von Schwefelkies oder metallischem Eisen setzen diese Temperatur auf  $1560^\circ\text{C}$  herunter.

Diese Beispiele sollen zeigen, daß durch Laboruntersuchungen wohl einzelne Faktoren geklärt werden konnten, die den Verschmutzungsvorgang beeinflussen, allgemeingültige Aussagen jedoch kaum gemacht werden können. In letzter Zeit sind jedoch häufig Versuche an Kleinanlagen zu diesem Problem durchgeführt worden. In diesem Fall kann die Verbrennung des Brennstoffes unter Bedingungen durchgeführt werden, die denen von Großanlagen in vieler Hinsicht gleich sind, wobei noch der Vorteil gegeben ist, einzelne Parameter wie Luftverhältnis, Rauchgas- und Wandtemperatur, sehr genau einstellen zu können.

So konnte durch eigene Arbeiten [5] zum Verhalten von salzhaltigen Rohbraunkohlen festgestellt werden, daß nicht nur Alkalien flüchtig werden, sondern auch alle anderen Oxide, die in den Aschen vorhanden sind sich in Form von Aerosolen im Rauchgas wiederfinden. Derartig feine Teilchen sind aber maßgeblich am Aufbau der ersten Verschmutzungsschicht

beteiligt. Garner [6] untersuchte in einer Modellstaubfeuerung das Ansatzverhalten australischer Braunkohlen. Die Modellheizflächen wurden bei einer Temperatur von  $970^{\circ}\text{C}$  für die Dauer von 10 h den Rauchgasen ausgesetzt. Ihre Oberflächentemperatur wurde mittels Luftkühlung zwischen  $490^{\circ}\text{C}$  und  $540^{\circ}\text{C}$  gehalten. Mit Hilfe eines Rechners wurde aus der gemessenen Ansatzmenge und der Zusammensetzung der Kohlenasche eine empirische Funktion der Form

$$m = 0,028(\text{SiO}_2) + 0,096 (\text{Fe}_2\text{O}_3) + 0,344 \text{ MgO} + 0,391 (\text{Na}_2\text{O}) - 11,2$$

gefunden, die es gestattet, aus der Aschenanalyse die mögliche Ansatzmenge zu bestimmen. Diese Werte gelten allerdings nur für die untersuchten australischen Kohlen. Unberücksichtigt blieben bei dieser wie auch bei einer weiteren Arbeit [7] das Luftverhältnis und die Rauchgastemperatur. Es erschien deshalb interessant, den Einfluß dieser Werte auf die Ansatzmenge zu untersuchen.

### 3. Aufbau der Versuchsanlage

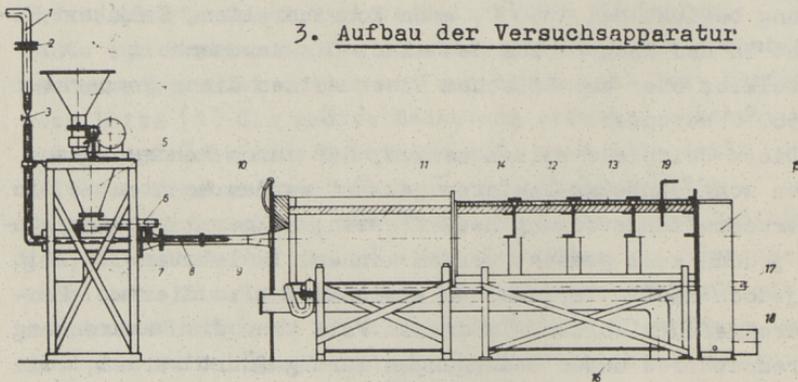


Bild 1. Verbrennungsapparat zur Untersuchung der Ansatzbildung:

1 - Zuleitung von Verbrennungsluft. 2 - Meßblenden für Verbrennungsluft. 3 - Regelventil. 4 - Spezialtrichter für Brennstoffässer. 5 - Zwischenbehälter für Brennstoff mit Rührwerk. 6 - Brennstoffzuleiter (stufenlos regelbare waagerechte Schnecke). 7 - Elektrisch beheizter Luftvorwärmer für Zweitluft. 8 - Brennstoff-Erstluft-Gemisch. 9 - Brenner. 10 - Gaszündbrenner. 11 - Luftgekühlte Brennkammer. 12 - Meßkanal. 13 - Wasserkühlung. 14 - Thermoelemente zur Messung der Wandtemperatur. 15 - Wassergekühlte Umlenkammer. 16 - Kühlluftzuleitung. 17 - Kühlluftableitung. 18 - Abgasleitung. 19 - Gasentnahme.

Bild 1 zeigt den prinzipiellen Aufbau der verwendeten Versuchsbrennkammer. Sie wurde liegend ausgeführt, um die für die Untersuchung der Ansatzbildung verwendete Sonde parallel zur Rauchgasströmung verschieben zu können. Diese konnte damit auf die für die Untersuchung gewählten Rauchgastemperaturen von 600, 700, 800, 900 und 1000°C sehr genau eingestellt werden. Die zu verfeuernde Brennstoffmenge wurde auf 10 kg/h festgelegt. Die Wahl erfolgte in erster Linie aus Gründen der Brennstoffbeschaffung. Da Fertigstaub verwendet werden sollte, mußte sich aus Transportgründen die zu bewältigende Menge in einem erträglichen Rahmen halten.

Mit der gewählten Brennstoffmenge und der Abmessung des Meßkanals von 300 mm Durchmesser ließ sich eine Rauchgasgeschwindigkeit von etwa 1 m/s erreichen. Sie liegt wesentlich unter den in Staubfeuerungen üblichen Werten von etwa 7 m/s. Höhere Rauchgasgeschwindigkeiten hätten jedoch entweder größere Brennstoffmengen erfordert, deren Beschaffung schwierig gewesen wäre oder die Abmessung des Meßkanals wäre so klein geworden, daß durch die Modellheizfläche die Rauchgasströmung stark beeinträchtigt worden wäre. Beides sollte jedoch vermieden werden.

Der Versuchsapparat wird die Verbrennungsluft über zwei Leitungen getrennt nach Erst- und Zweitluft zugeführt. Die Erstluft dient dem Transport des Staubes und wird nicht vorgewärmt. Die Zweitluft, die vor der Anlage der Kühlluft entnommen wird, kann in einem stufenweise regelbaren elektrischen Luftvorwärmer bis auf maximal 400°C vorgewärmt werden. Die Messung der Luftmengen erfolgte in geeichten Zylinder- bzw. Viertelkreisdüsen. Mittels Regelventilen konnte die gewünschte Luftmenge genau eingestellt werden.

Der Brennstoff wurde in 100 l-Sickenfässern angeliefert. Sie wurden vor der Verwendung mit einem Spezialdeckel mit Trichter verschlossen und mit diesem auf die Brennstoffzuteilvorrichtung gesetzt. Aus den Fässern lief der Brennstoff über einen Zwischenbehälter mit Rührwerk einer waagerechten Zuteilschnecke zu. Sie wurde durch einen Gleichstrom-Reihenschlußmotor angetrieben, wodurch eine stufenlose Drehzahlregelung möglich war und jede beliebige Brennstoffmenge bis zu etwa 15 kg/h aufgegeben werden konnte. Von der Schnecke gelangte der Brennstoff direkt in den Trägerluftstrom. Die Ver-

mischung des Brennstoffes mit der bis auf  $200^{\circ}\text{C}$  vorgewärmten Zweitluft erfolgte in einem Diffusorbrenner.

Die eigentliche Brennkammer hat eine Länge von 1000 mm bei einem Durchmesser von 300 mm. Sie war wärmetechnisch so ausgelegt, daß an ihrem Ende die Rauchgase eine Temperatur von  $1000^{\circ}\text{C}$  erreicht hatten. Die feuerseitige Begrenzung bildeten Ringe aus Sinterkorund. Sie sind außen mit einem Doppelmantel aus Blech umgeben, in dessen Ringspalt Kühlluft mehrfach parallel zur Feuerraumachse geführt wird. Damit wird ein Teil der Verbrennungswärme abgeführt. Gleichzeitig ergeben sich bei Luft als Kühlmittel sehr hohe Innenwandtemperaturen. Damit werden ein vollständiger Ausbrand und die für Reaktionen der Ascheteilchen erforderlichen Temperaturen erreicht.

An die Brennkammer schließt sich der eigentliche Meßkanal an, dessen Begrenzung ebenfalls aus Sinterkorundringen besteht. Jedoch wurde hier eine Wasserkühlung angewendet, um die Rauchgastemperatur innerhalb der Meßstrecke von  $1000^{\circ}\text{C}$  auf etwa  $500^{\circ}\text{C}$  abzusenken. Zu diesem Zweck sind um die Ringe Kupferschlangen gewickelt. Das Kühlwasser wurde im allgemeinen bis auf  $80^{\circ}\text{C}$  erwärmt, um eine Verdampfung in den Ringen zu vermeiden. Die Gesamtlänge des Meßkanals beträgt 1480 mm.

#### 4. Versuchsdurchführung und Meßeinrichtung

Zur Durchführung der Messung wurde die Anlage in etwa 2 bis 2,5 h auf Beharrungszustand gebracht. In dieser Zeit erfolgte vor allem die Einstellung des gewünschten Luftverhältnisses. Hierbei wurden  $\text{CO}_2$ -Gehalte im Rauchgas von 14, 16 und 17% gefahren. Das Gebiet reduzierender Atmosphäre wurde mit 0,1% und 0,5% CO untersucht. Während eines Versuches blieb das Luftverhältnis stets konstant.

Nachdem der Beharrungszustand erreicht war, wurde mit Hilfe eines Absaugepyrometers das Temperaturprofil im Meßkanal bis zu einer Temperatur von etwas über  $1000^{\circ}\text{C}$  aufgenommen. Höhere Gastemperaturen wurden mit Rücksicht auf die Lebensdauer des Instrumentes nicht gemessen. Das Pyrometer wurde außerhalb der Anlage an einer Meßstange ge-

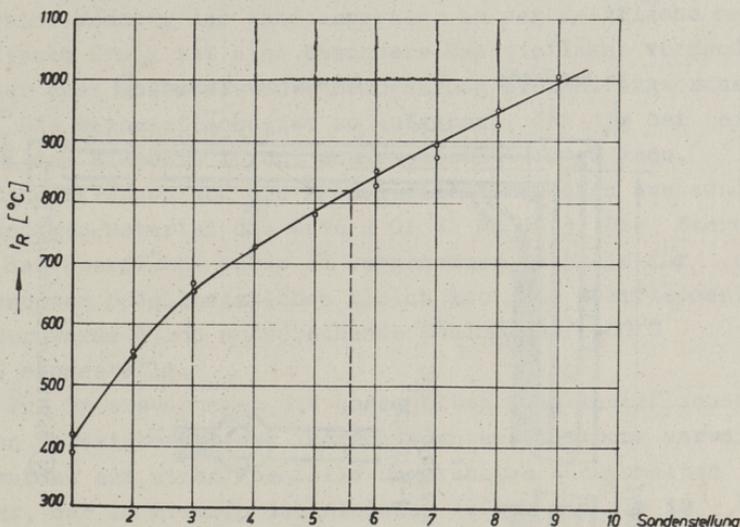


Bild 2. Bestimmung des Temperaturverlaufes  
Zeitverhalten Brieske

führt, so daß die im Meßkanal festgestellte Rauchgastemperatur außerhalb fixiert werden konnte. Aus den gewonnenen Werten, die in einem Längen-Temperatur-Diagramm aufgetragen wurden, konnte die Sondenstellung für die bereits eingangs erwähnten Temperaturwerte festgelegt werden. Ein derartiges Diagramm ist in Bild 2 wiedergegeben.

Für die Messung der Ansatzmenge wurden sowohl luftgekühlte als auch ungekühlte Modellheizflächen verwendet. Einen Schnitt durch die luftgekühlte Sonde zeigt Bild 3. Die zur Kühlung dienende Preßluft wird durch ein Rohr bis zur Heizfläche geführt. Sie verläßt hier das Kernrohr und strömt in einem Ringspalt durch die gesamte Sonde zurück und wird am Austritt ins Freie geblasen. Die eigentliche Ansatzheizfläche wird über das Sondenrohr geschoben. Deren Abmessung wurde so gewählt, daß einerseits der Luftspalt zwischen Sondenrohr und Ansatzheizfläche klein gehalten wurde, um eine größtmögliche Kühlung zu gewährleisten, zum anderen mußte sie sich aber leicht abheben lassen. Dieses war unbedingt erforderlich, damit beim Abnehmen keine Substanzverluste auftraten. Ein ruckartiges Bewegen durch Klemmen mußte

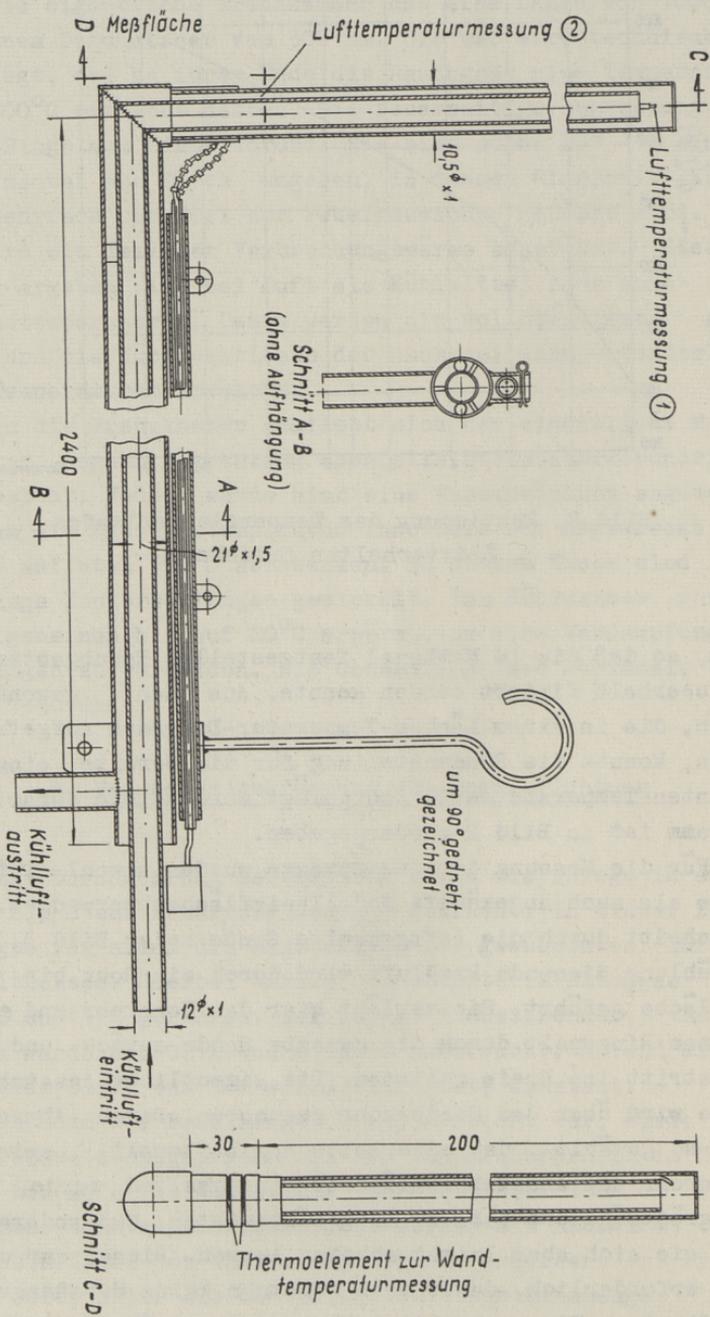
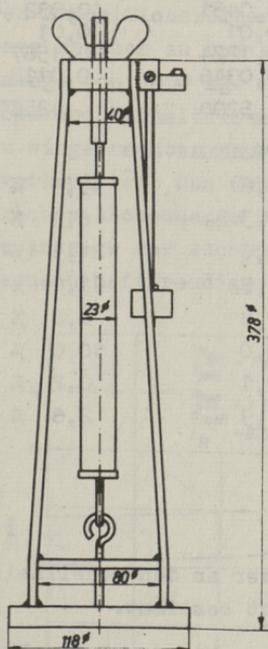


Bild 3. Meßsonde

auf alle Fälle vermieden werden. Da die Heizflächen während des Versuches stündlich ausgewechselt werden sollten, verbot sich eine Messung der Wandtemperatur an der Heizfläche selbst. Aus diesem Grund ist eine besondere Meßheizfläche vorhanden, auf der zwei Thermolemente der Paarung NiCr-Ni angeordnet sind. Die Meßheizfläche ist so aufgebaut, daß sie bei einem Defekt der Elemente leicht ausgewechselt werden kann. Die Ansatzheizflächen und die Meßheizfläche bestehen aus zunderbeständigem Material der Güte 8 Cr Ni Nb 1613. Die Bearbeitung der Oberfläche wurde so vorgenommen, daß sie für alle verwendeten Modellheizflächen gleich ist. Die Oberflächentemperatur wurde durch entsprechende Kühlung auf 400°C und 600°C eingestellt.

Für Untersuchungen mit ungekühlten Modellheizflächen wurden Keramikkörper aus Thermolementenschutzrohr verwendet. Sie wurden auf einen ebenfalls ungekühlten Sondenhalter gesteckt, der im Prinzip den gleichen Aufbau wie die im Bild dargestellte gekühlte Sonde aufwies.

Die Expositionszeit aller Modellheizflächen wurde zu 1 h festgelegt. Nach dieser Zeit wurden sie von der Sonde ab-



genommen und nach Auskühlung gewogen. Aus der Differenz des Tara- und Bruttogewichtes ließ sich die angesetzte Aschenmenge bestimmen. Gleichzeitig wurde die Haftfestigkeit der angesetzten Asche mit Hilfe einer besonderen Schlagvorrichtung bestimmt (Bild 4). Die Energie des Pendels war konstant und betrug 1,5 kpcm. Die Haftfestigkeit wurde als Verhältnis der nach einem Schlag abgefallenen Aschemenge zur gesamten angesetzten Menge definiert.

Um zu einem Vergleich der verschiedenen untersuchten Brennstoffe zu gelangen, mußte deren unterschiedlicher Aschegehalt berücksichtigt werden. Ausgehend von der stündlich mit dem Brennstoff eingebrachten Aschemenge

Bild 4. Schlagvorrichtung

wurde durch Subtraktion der im Feuerraum und im Meßkanal bis zur jeweiligen Sondenstellung ausgefallenen Aschemenge die im Rauchgas tatsächlich vorhandene Aschemenge ermittelt. Die an der Modellheizfläche abgesetzte Asche wurde zur vorhandenen Asche ins Verhältnis gesetzt und als Ansatzwert bezeichnet. Auf diese Weise war ein Vergleich unterschiedlicher Brennstoffe möglich.

## 5. Versuchsergebnisse

5.1. Brennstoff- und Aschezusammensetzung. Für die gekühlten Sonden wurden drei verschiedene Brennstoffe eingesetzt. Es handelte sich dabei um Staub aus den Brikettfabriken (Brieske und Espenhain) und um Staub aus einer Ventilatormühle (Lübbenau). Die Zusammensetzung der Brennstoffe und ihrer Aschen

### BRENNSTOFFZUSAMMENSETZUNG

Herkunft	Brieske	Espenhain	Lübbenau
Wassergehalt	0,102	0,1200	0,1475
Aschegehalt	0,0623	0,1251	0,1717
Kohlenstoff	0,576	0,5428	0,4703
Wasserstoff	0,0423	0,0451	0,032
Stickstoff	0,01	0,01	0,01
Sauerstoff	0,2011	0,1224	0,1567
Schwefel	0,0063	0,0346	0,0118
Heizwert	5202	5208	4256 kcal/kg

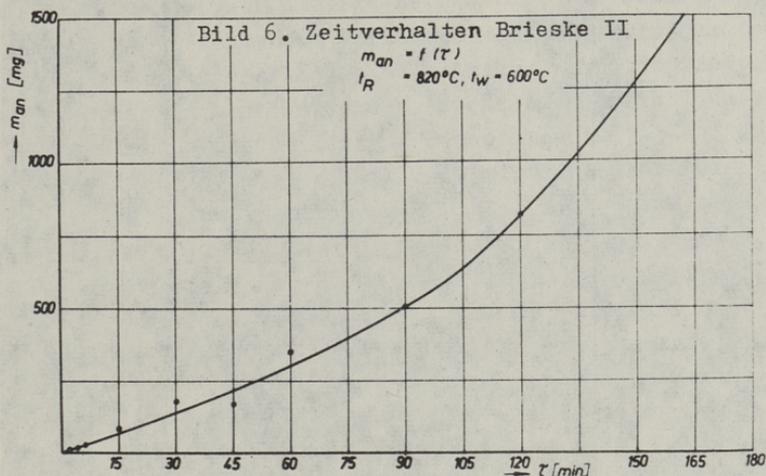
### ASCHEZUSAMMENSETZUNG

	Brieske	Espenhain	Lübbenau
SiO <sub>2</sub>	18,8	22,6	45,9 %
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,5	7,3	6,9 %
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	32,1	6,0	21,1 %
CaO	17,8	30,3	11,1 %
MgO	7,1	2,8	2,8 %
SO <sub>3</sub>	18,3	29,0	10,0 %
Cl	0,4	0,1	0,2 %
Rest	0,0	1,9	2,6 %

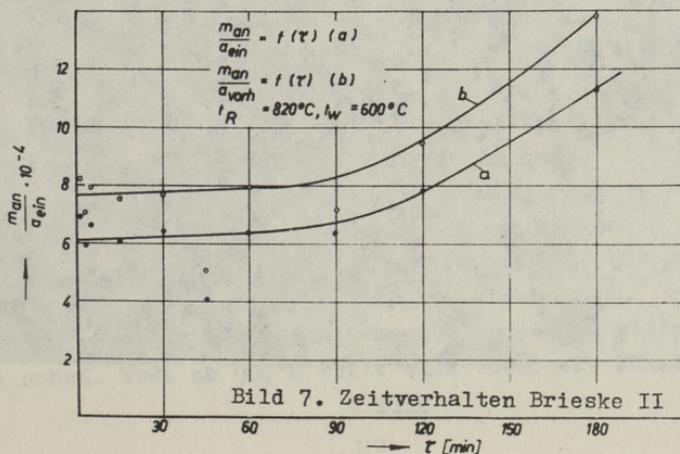
Bild 5

zeigt Bild 5. Die Zusammensetzung der an den Modellheizflächen abgelagerten Aschen wurde nicht bestimmt.

5.2. Untersuchung des Zeitverhaltens. Mit der Kohle Brieske wurde das Zeitverhalten der Asche im Hinblick auf die Ansatzbildung untersucht. Rauchgastemperatur an der Modellheizfläche sowie deren Oberflächentemperatur und das Luft-



verhältnis wurden konstant gehalten. Die Expositionszeiten bei diesem Versuch betragen 1, 3, 5, 15, 30, 45, 90, 120 und 180 min. Die Ansatzmenge in Abhängigkeit der Zeit ist im Bild 6 dargestellt. Die Kurve steigt zunächst linear an. Erst bei größeren Expositionszeiten, etwa ab 90 min, nimmt die Ansatzmenge stärker zu und erreicht für eine Zeit von 3 h eine Ansatzmenge von 1800 mg. Den Ansatzwert als dimensionslose Kenngröße und Verhältniszahl von angesetzter zu vorhandener oder zu eingebrachter Aschemenge gibt Bild 7 wieder. Der Kurvenverlauf läßt den Schluß zu, daß sich bezogen auf die eingebrachte Aschenmenge bei kurzen Expositionszeiten nahezu gleiche Anteile der Asche absetzen. Erst, nachdem sich ein entsprechend haftfreudiger Untergrund gebildet hat, gelingt



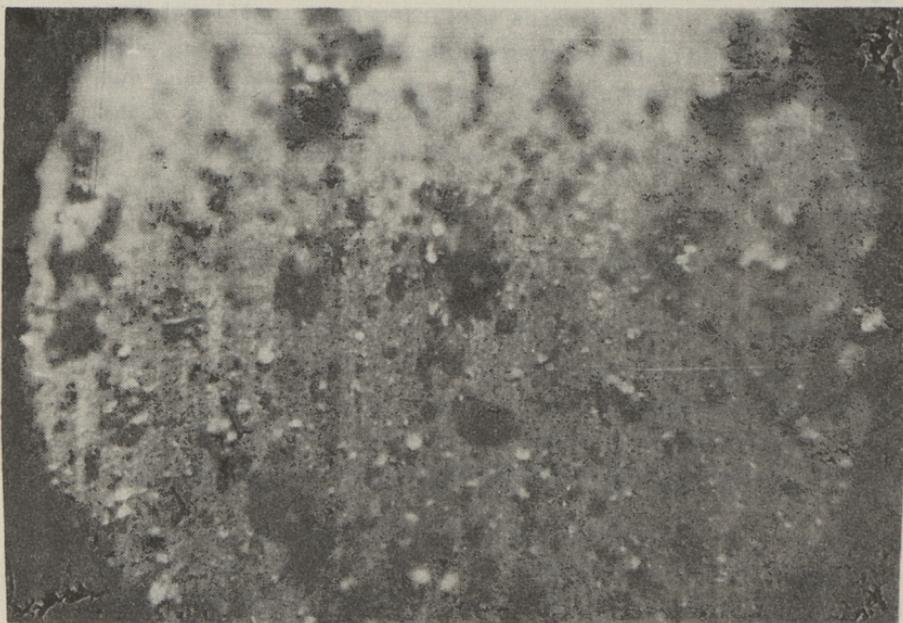


Bild 8

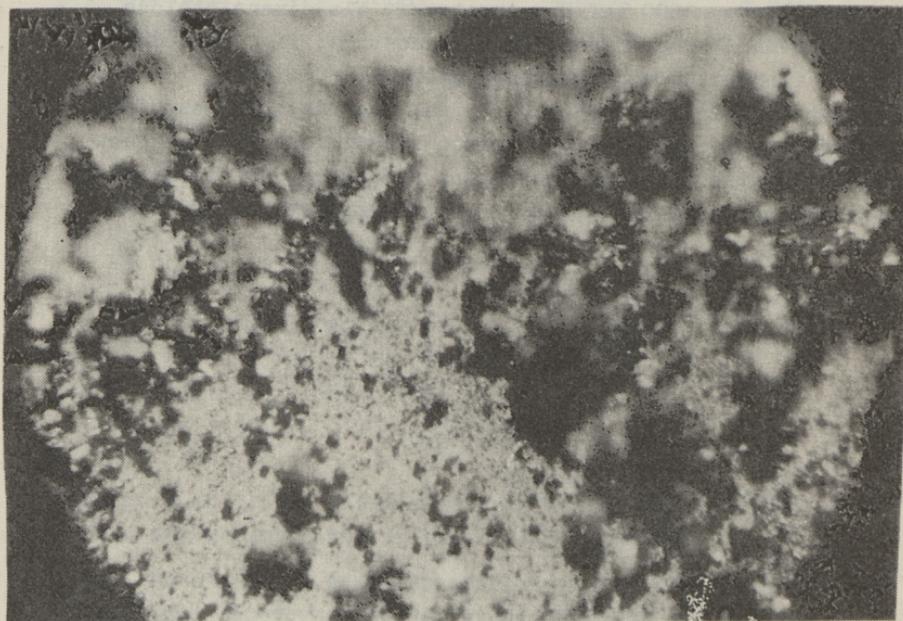


Bild 9

es auch größeren Teilchen, in dieser Grundschrift hängenzubleiben. Schon eine flüchtige Betrachtung der Heizflächen zeigte einen auffallenden Farbumschlag von der hellen Grundfläche der Modellheizflächen bei kurzen Expositionszeiten bis zur dunkelbraunen Farbe des in der Asche reichlich enthaltenen Eisenoxides bei langer Expositionszeit. Auf der Anströmseite bildete sich erst dann ein nennenswerter Ansatz aus, als eine sichtbare Einfärbung durch Eisenoxid erreicht war.

Mikroaufnahmen der Modellheizflächen mit einer 120-fachen Vergrößerung zeigen die folgenden Bilder 8 und 9. Die Expositionszeiten betragen 5 min für Bild 8 und 15 min für Bild 9. Deutlich ist die noch gering ausgebildete Grundschrift zu erkennen. Sie besteht aus feinsten Teilchen unter  $5\ \mu\text{m}$  Durchmesser, die bei dieser Vergrößerung nicht einzeln zu identifizieren waren. Auf dieser Grundschrift haben sich meist kugelförmige Teilchen mit einem Durchmesser von 10 bis  $20\ \mu\text{m}$  angesetzt. Die Kugelgestalt deutet hin, daß sie einen Schmelzprozeß durchgemacht haben müssen. Auch die größeren in Bild 9 meist unscharf sichtbaren Teilchen bestehen aus derartigen Kugeln, die meist traubenförmig zusammenhängen. Ebenfalls sichtbar sind einzelne angewehrte Sandkörnchen, die an keiner Reaktion teilgenommen haben. Ferner ist bei einem Vergleich beider Bilder qualitativ der Unterschied in der Ansatzmenge auf der Anströmseite zu erkennen.

5.3. Einfluß der Rauchgas- und Oberflächentemperatur. Mit den drei im Bild 5 angeführten Kohlsorten wurde der Einfluß der Rauchgas- und Wandtemperatur untersucht. Bei jeder Versuchsreihe, die in Bild 10 dargestellt ist, wurde das Luftverhältnis konstant gehalten. Bei einem Vergleich der wiedergegebenen Absolutmenge ist Vorsicht geboten, da der Aschegehalt des Brennstoffes und die in der Versuchsfeuerung ausgefallene Asche nicht berücksichtigt sind. Für die Kohle Brieske wurden relativ geringe Mengen in der Größenordnung von 100 bis  $200\ \text{mg/h}$  festgestellt. Mit steigender Rauchgastemperatur nimmt die Ansatzmenge zu. Dieser Anstieg ist bei niedrigen Rauchgastemperaturen kleiner als bei hohen. Etwa ab  $900^\circ\text{C}$  tritt eine stärkere Zunahme auf.

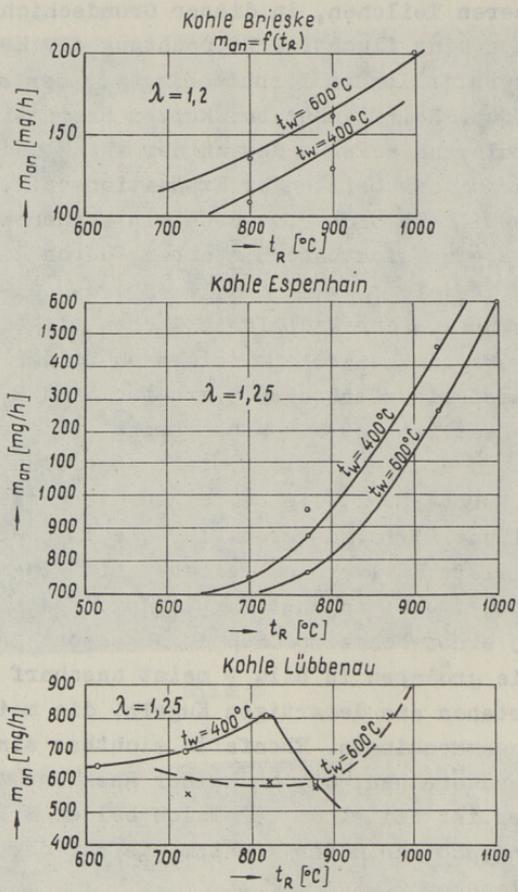


Bild 10

Infolge Schmelz- und Erweichungsvorgängen der Ascheteilchen wird sie von diesem Temperaturgebiet ab haftfreudiger. Insgesamt kann sie aber als eine Kohle mit gutartigen Ascheeigenschaften angesehen werden. Hohe Wandtemperaturen führen hier zu höheren Ansatzmengen.

Die Kohle Espenhain zeigt im Prinzip ein ähnliches Verhalten. Der Einfluß der Rauchgastemperatur ist deutlich zu erkennen. Die Absolutmengen liegen jedoch etwa sieben- bis achtmal höher. Allein durch den höheren Aschegehalt ist diese Tatsache nicht zu erklären. Die Asche ist von vornherein haftfreudiger und neigt schon bei Temperaturen zwischen 700 bis 800°C zu einer starken Zunahme der Ansatzmenge. Aus der

Ascheanalyse war ein hoher  $\text{SiO}_2$ -Gehalt ersichtlich. Das  $\text{SiO}_2$  ist bei dieser Kohle hauptsächlich an Tonminerale gebunden und wirkt verschmutzungsfördernd. Auf diese Tatsache wurde bereits im Vorangegangenen hingewiesen. Hohe Wandtemperaturen führen jedoch bei dieser Kohle zu niedrigen Ansatzmengen.

Schließlich sei noch die Kohle Lübbenau betrachtet. Hier ergaben sich von den beiden anderen Ergebnissen sehr abweichende Kurven. Ihr Verlauf für eine Wandtemperatur von  $600^\circ\text{C}$  kann folgendermaßen erklärt werden. Die Kohle Lübbenau zeigte in der Ascheanalyse einen hohen  $\text{SiO}_2$ -Anteil, der allerdings in diesem Fall als Sand vorliegt. Dieser nimmt zwar im allgemeinen nicht an den stattfindenden Aschereaktionen teil, beeinflußt aber infolge seiner Erosionswirkung entscheidend die Ansatzmenge. Er wird, sofern es sich um gröbere Teilchen handelt, bereits im Gebiet höherer Rauchgastemperaturen sich aus dem Rauchgas abscheiden. Bei niedrigen Rauchgastemperaturen sind also sehr kleine Partikel mit relativ guter Haftneigung im Rauchgas vorhanden. Mit steigender Rauchgastemperatur nimmt jedoch der Sandanteil im Rauchgas zu. Solange die angesetzte Asche noch locker an den Rohren sitzt, kann ein Teil davon durch den Sand wieder abgeschlagen werden. Dies kann soweit gehen, und wurde auch bei den Versuchen festgestellt, daß sich trotz Temperatursteigerung niedrigere Ansatzmengen ergeben. Erst wenn die Asche durch vorhandene erweichte Teilchen sehr fest an den Rohren sitzt, vermag der im Rauchgas vorhandene Sand nichts mehr auszurichten, die Ansatzmenge steigt. Dieser Punkt ist hier bei etwa  $900^\circ\text{C}$  Rauchgastemperatur erreicht.

Daß die Wandtemperatur einen großen Einfluß auf die Ansatzmenge hat, kommt in den Kurven deutlich zum Ausdruck. Ausschlaggebend ist jedoch, in welcher Form die Asche im Rauchgas vorliegt. Bei der Kohle Brieske, die im Hinblick auf die Wandtemperatur ein anderes Verhalten als die beiden anderen untersuchten Brennstoffe zeigte, tritt offenbar nur eine geringe Verdampfung der mineralischen Bestandteile auf. Höhere Wandtemperaturen führen für die feinen im Rauchgas vorhandenen Ascheteilchen zu höheren Ansatzmengen. Bei den Kohlen Espenhain und Lübbenau, vor allem bei ersterer, ist mit Sicherheit eine Mineralverflüchtigung vor allem von

SiO<sub>2</sub> vorhanden. Hier ergeben niedrigere Wandtemperaturen infolge der höheren Temperaturdifferenz zwischen Wand und Rauchgas günstigere Bedingungen für eine Kondensation der entstandenen Nebel. Die Grundschicht bildet sich schneller und erneuert sich ständig, und es wird somit eine günstigere Haftgrundlage für nachfolgende gröbere Ascheteilchen geschaffen.

5.4. Einfluß des Luftverhältnisses. In Bild 11 sind aus den gemessenen Ansatzmengen unter Berücksichtigung des Aschegehaltes im Brennstoff und der in der Anlage bis zur Modellheizfläche ausgefallenen Aschemenge die Ansatzwerte errechnet

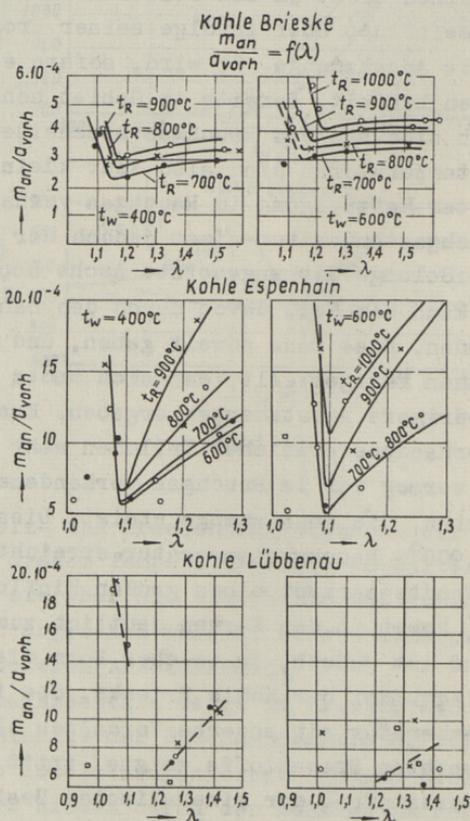


Bild 11

und über dem Luftverhältnis mit der Rauchgastemperatur als Parameter aufgetragen. Ein zahlenmäßiger Vergleich zeigt, daß die Kohlen Espenhain und Lübbenau etwa dreimal höhere Ansatzwerte als die Kohle Brieske ergeben. In der Praxis wird dieses Ergebnis bestätigt. Die mit jener Kohle belieferten Kraftwerke haben unter Heizflächenverschmutzungen zu leiden.

Während die Kohle Brieske im Gebiet oxidierender Atmosphäre keine Abhängigkeit der Ansatzwerte vom Luftverhältnis zeigt, ist sie bei der Kohle Espenhain vorhanden und deutet sich auch bei der Kohle Lübbenau an. Die Ursache kann nur in Verbindung der Gas- und Teilchentemperatur geklärt werden. Effenberger [8] konnte bei seinen Versuchen zum Abbrandverhalten von Kohlenstaub nachweisen, daß die Gastemperatur in Abhängigkeit vom Luftverhältnis zunächst stark zunimmt und bei  $\lambda = 1,2$  bis  $1,5$  ein Maximum erreicht. Innerhalb dieses Bereiches wurden die Messungen vorgenommen, wobei die Ansatzwerte steigende Tendenz aufweisen. Als weitere Ursache ist die Teilchentemperatur zu betrachten. Nach Messungen und Rechnungen von Sturm [9], der die Arbeit von Effenberger fortführte, ergaben Brennkammertemperaturen von etwa  $1200^{\circ}\text{C}$  Teilchentemperaturen in der Größenordnung von  $200^{\circ}\text{C}$ . Nach Makowski [4] ist aber in diesem Temperaturgebiet eine Verdampfung von Mineralien zu erwarten. Offensichtlich spielt hierbei ihre Bindungsform eine ausschlaggebende Rolle, wie der Kurvenverlauf der Kohle Brieske schließen läßt. Hier scheint keine Verdampfung stattgefunden zu haben. Diese Vermutung wurde bereits bei der Diskussion zum Einfluß der Wandtemperatur geäußert.

Im Gebiet reduzierender Atmosphäre steigen die Ansatzwerte stark an. Die Tatsache, daß reduzierende Atmosphäre starke Verschmutzungen ergibt, ist aus Betriebsbeobachtungen hinlänglich bekannt. Sie werden auf Sulfide zurückgeführt, die eine starke Haftneigung haben. Diese entstehen nicht primär, sondern bilden sich bei Luftmangel aus Sulfiten. Da jedoch keine chemische Analyse der Ansätze vorgenommen wurde, vor allem im Hinblick auf die geringen Substanzmengen, die erhalten wurden, kann über diesen Punkt nichts ausgesagt werden. Lediglich die Tatsache verstärkter Verschmutzung wurde festgestellt.

Bei der Betrachtung dieser Kurven ist festzustellen,

daß im Gebiet sehr niedriger Luftverhältnisse von  $\lambda = 1,1$  die Ansatzwerte stark abfallen. Es dürfte dies auf den Umstand zurückzuführen sein, daß bei niedrigen  $\lambda$ -Werten sehr viele unverbrannte Koksteilchen im Rauchgas vorhanden sind. Die Einlagerung solcher auftretenden Teilchen bildet von vornherein sicher lockere Ansätze. Hinzu kommt eine Erosionswirkung durch Koks, so daß sich, ähnlich wie bei der Kohle Lübbenau, schließlich niedrige Ansatzwerte ergeben. Auf die Reinigungswirkung von Koks wird auch an anderer Stelle [10] hingewiesen.

5.5. Untersuchungen der Haftneigung. Untersuchungen der Haftneigung, die in diesem Zusammenhang nur kurz erörtert werden sollen, zeigen das im Bild 12 wiedergegebene Ergebnis. Die Werte für die Kohle Brieske sind über dem

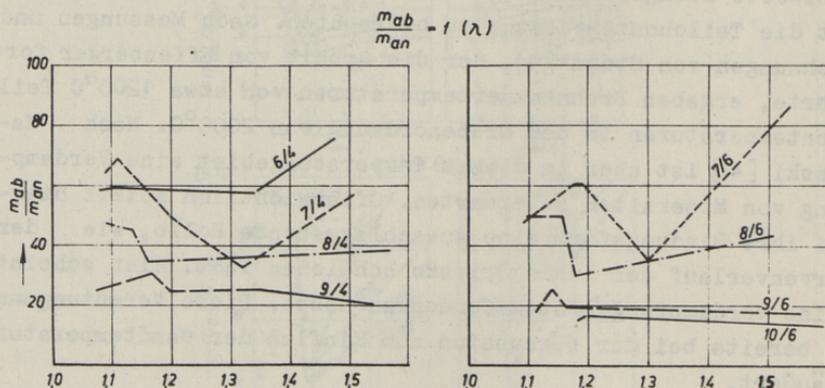


Bild 12. Kohle Brieske

Luftverhältnis aufgetragen. Eine Abhängigkeit besteht nicht. Die Entstehung schwer entfernbare Ansätze bei reduzierender Fahrweise muß noch andere Ursachen haben. Im vorliegenden Fall sind durch die Einlagerung artfremden Materials, nämlich Koks, relativ locker an den Modellheizflächen haftende Ansätze entstanden. In Dampferzeugern sind jedoch die Ansätze länger als bei den Versuchen einer in ihrer Zusammensetzung wechselnden Rauchgasatmosphäre ausgesetzt. Bei

zeitweises Vorhandensein von Sauerstoff können die Koksteilchen mit örtlich hohen Temperaturen verbrennen und durch Sintervorgänge festhaftende Ansätze ergeben.

### 6. Versuche mit ungekühlten Sonden

Einige Bemerkungen zu Versuchen mit ungekühlten Sonden sollen noch angeschlossen werden, bei denen verschiedene

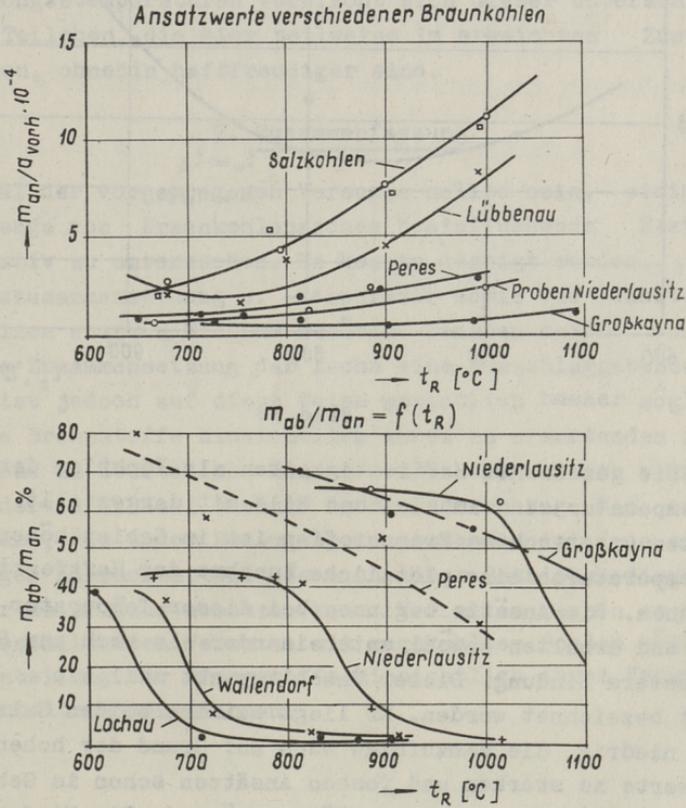


Bild 13

Brennstoffe bei konstantem Luftverhältnis untersucht wurden. Die Ergebnisse der Ansatzwerte sind in Bild 13 dargestellt. Sie zeigen eine deutliche Differenzierung der untersuchten Brennstoffe, die mit Betriebsergebnissen sehr gut übereinstimmen.

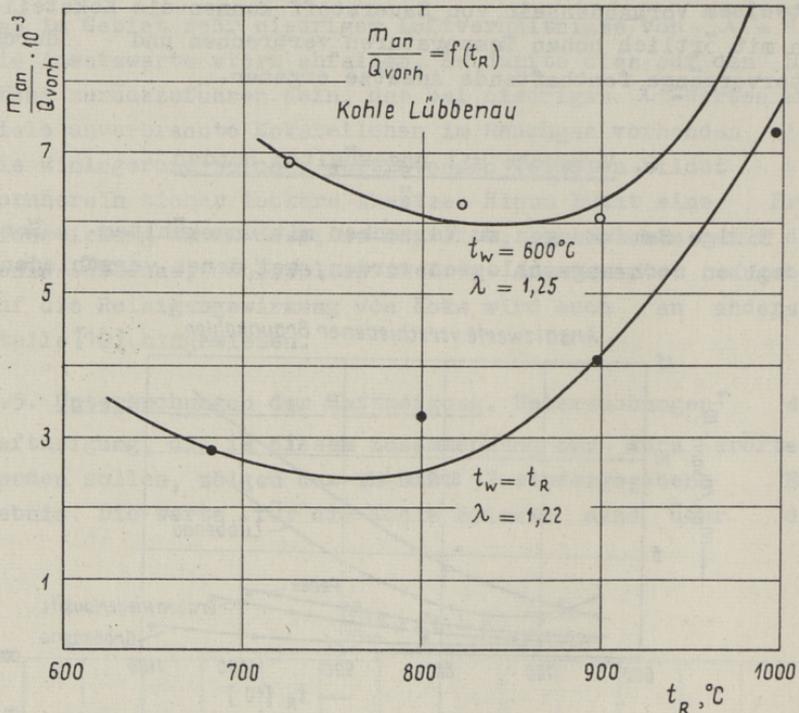


Bild 14

Die gemessenen Haftfestigkeiten als Funktion der Rauchgastemperatur sind im gleichen Bild mit dargestellt. Bei den meisten untersuchten Brennstoffen ist im Gebiet höherer Rauchgastemperaturen eine plötzliche Zunahme der Haftfestigkeit zu erkennen. Die Ansätze beginnen bei dieser Temperatur zu sintern und erhalten sowohl untereinander als auch zum Rohr eine festere Bindung. Dieser Umschlagpunkt soll als Sinterpunkt bezeichnet werden. Er liegt bei den beiden Salzkohlen sehr niedrig, die demzufolge auch auf Grund der hohen Ansatzwerte zu starken und festen Ansätzen schon im Gebiet niedriger Rauchgastemperaturen führen müssen. Die Niederlausitzer Proben zeigten relativ geringe Ansatzwerte, ergeben aber etwa ab  $800^\circ\text{C}$  festere Ansätze. Als außerordentlich gutartig ist demgegenüber die Kohle Großkayna anzusprechen.

Schließlich noch ein Vergleich zwischen einer gekühlten und einer ungekühlten Sonde. Als Brennstoff wurde die Kohle Lübbenau verwendet. Die Tendenz beider Kurven ist auffallend gleich. Etwa ab  $850^\circ\text{C}$  nehmen die Ansatzwerte stark zu. Aus deren Unterschied, vor allem im Gebiet niedriger Rauchgastem-

peratur, lassen sich einige Bemerkungen zur Ansatzbildung anknüpfen. Da hier der einzige Unterschied die Wandtemperatur ist, können die verschiedenen Ansatzwerte nur auf eine Ursache zurückgeführt werden, die durch diesen Unterschied begründet ist. Dies wäre die Thermodiffusion. Sie hat demnach durchaus einen Einfluß, vor allem bei der Bildung der Grundschicht. Daneben müssen aber gleichberechtigt einfache mechanische Haftvorgänge beteiligt sein, denn bei ungekühlten Sonden fehlt die treibende Temperaturdifferenz. Im Gebiet höherer Rauchgastemperaturen verwischt sich dieser Unterschied, da die Teilchen, die hier teilweise im erweichten Zustand vorliegen, ohnehin haftfreudiger sind.

## 7. Zusammenfassung

Ziel der vorgetragenen Versuche sollte sein, einige die Ansatzmenge von Braunkohlenaschen beeinflussende Faktoren quantitativ zu untersuchen. Es konnte gezeigt werden, daß Rauchgaszusammensetzung u. -temperatur sowie die Wandtemperatur einen starken Einfluß ausüben. Daneben spielt natürlich die Zusammensetzung der Asche eine ausschlaggebende Rolle. Es ist jedoch auf diese Weise wesentlich besser möglich, einzelne Brennstoffe hinsichtlich ihres zu erwartenden Ansatzverhaltens zu beurteilen. Man vermeidet die bereits eingangs geschilderten Nachteile einer Laboruntersuchung. Man erhält eine Asche, die unter Bedingungen entstanden ist, wie sie in Feuerungen herrschen, und die sich unter Betriebsbedingungen an einer Heizfläche absetzen kann. Vor allem machen es die zuletzt geschilderten Versuche mit ungekühlten Sonden möglich, eine Einteilung der Brennstoffe hinsichtlich ihres Verschmutzungsverhaltens vorzunehmen.

## L i t e r a t u r

- 1 W. Rademacher. Bestimmung des Asche-Schmelzverhaltens fester Brennstoffe. Brennstoff-Chemie Bd. 30 (1949) S. 377.
- 2 H.-G. Lewandowsky. Zur Untersuchung von Kohlenaschen. Vortrag zum 7. Kolloquium "Feste Brennstoffe" am 20.2. 64 in Dresden. Unveröffentlicht.

- 3 H.Pietzner,  
A.Schiffers. Heizflächenverschmutzung von staubgefeuerten Braunkohlenkesseln durch rheinische Braunkohle. Brennstoff-Chemie Bd. 46 (1965) H.7 S. 193-200.
- 4 Th.Makowsky. Das Verhalten der Kohlemineralien bei hohen Verbrennungstemperaturen unter Berücksichtigung langsamer und schneller Aufheizung. Mitt. VGB H.38 (1955) S. 746-62.
- 5 H.-G.Lewandowsky. Untersuchungen von salzhaltiger Rohbraunkohle in einer Versuchsstaubfeuerung. Energietechnik Bd. 14 (1964) H.5 S. 207-13.
- 6 L.J.Garner. The formation of boiler deposits from the Combustion of Victorian brown coals. Journal of the Institute of Fuel Bd. 40 (1967) H.314 S.107-16.
- 7 R.J.Bishop. The formation of alkali-rich deposits by a high-chlorine coal. Journal Inst.of Fuel Bd. 41 (1968) 325 S. 51-65.
- 8 H.Effenberger. Verbrennung von Kohlenstaub. Energietechnik Bd. 13 (1963) H.2 S. 85- 89  
H.3 S. 125-129  
H.4 S. 162-167  
H.5 S. 208-212
- 9 A.Sturm. Der Einfluß der Brennkammerkühlung auf das Abbrandverhalten von Braunkohlenstaub. Dissertation Dresden 1968.
10. J.K.Lebedev. Einfluß des Unverbrannten auf die Sulfatbildung in der Asche der Nasarower Kohle. Teploenergetika 1965 H.6 S.73.

Г.-Г. Левадовский

Исследование поведения зольных  
отложений бурого угля

Аннотация

В статье рассмотрены некоторые факторы, влияющие на рост зольных отложений при сжигании различных сортов угля, добываемого в ГДР. В ней изложены результаты проведенных автором лабораторных опытов. Показывается, какую роль при образовании отложений на поверхностях нагрева играют состав бытовых газов и их температура, температура поверхностей нагрева и состав золы.

УДК 621.359.484:662.67

К.Э.Раур, А.В.Прикк, Л.М.Ыйспу

ОБ ИДЕАЛЬНОМ СЕПАРАТОРЕ И ОЦЕНКЕ  
РАБОТЫ СЕПАРАТОРОВ

В в е д е н и е

При исследовании сепараторов наряду с традиционными методами [1,2] распространение получили еще метод анализа при помощи графиков Тромпа [3,4,5] и метод сравнения с работой идеального сепаратора [6]. Последние два метода дают естественные и объективные критерии для оценки эффективности сепаратора и позволяют более четко представить влияние разных факторов на работу сепаратора и пылесистемы.

В данной статье исследуются свойства идеального сепаратора. Знание этих свойств важно для оценки эффективности реальных сепараторов и для анализа влияния некоторых факторов на коэффициент циркуляции сепараторов. Исследование проводится на логарифмически-нормальной сетке [7,8], причем мельничный продукт для конкретности считается соответствующим логарифмически-нормальному распределению. Сделанные выводы, однако, остаются в силе и при произвольном законе распределения мельничного продукта.

Идеальный сепаратор и его кратность  
циркуляции

Определяем идеальный сепаратор как устройство, которое выделяет из поступающего в него потока пыли все частицы диаметром больше некоторого размера  $d_T$  и пропускает все частицы меньше этого размера. Размер  $d_T$ , который называется

границей разделения, определяет рабочую точку сепаратора и в случае идеальной установки может иметь любую величину.

Для любого сепаратора верны следующие соотношения:

$$R(x) + D(x) = 1; \quad (I)$$

$$A = B + G; \quad (2)$$

$$\frac{A}{B} = K, \quad (3)$$

где  $R(x)$  — относительное количество частиц диаметром больше  $x$  (остаток на сите  $x$ );

$D(x)$  — относительное количество частиц диаметром меньше  $x$  (проход через сито  $x$ );

$A$  — поток мельничного продукта, кг/сек;

$B$  — поток готовой пыли (проход сепаратора), кг/сек;

$G$  — поток обратного тока сепаратора, кг/сек;

$K$  — кратность циркуляции.

Далее все величины, которые относятся к идеальному сепаратору, обозначаем звездочкой.

Составим материальный баланс для частиц, диаметр которых меньше некоторого произвольно выбранного размера  $x$ :

$$A^* \cdot D^{A^*}(x) = B^* \cdot D^{B^*}(x) + G^* \cdot D^{G^*}(x); \quad (4)$$

где  $D^{A^*}(x)$ ,  $D^{B^*}(x)$  и  $D^{G^*}(x)$  — относительное массовое количество частиц диаметром меньше  $x$  в соответствующем потоке идеального сепаратора.

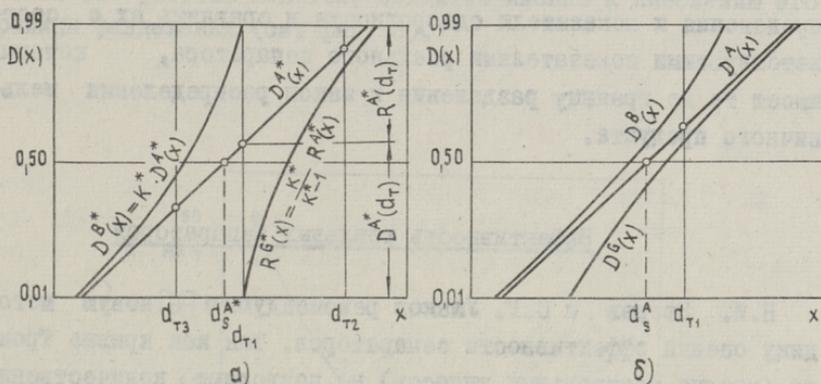
Аналогично можно составить баланс для частиц, диаметр которых больше размера  $x$ :

$$A^* \cdot R^{A^*}(x) = B^* \cdot R^{B^*}(x) + G^* \cdot R^{G^*}(x), \quad (5)$$

где  $R^{A^*}(x)$ ,  $R^{B^*}(x)$  и  $R^{G^*}(x)$  — относительное массовое количество частиц диаметром больше  $x$  в соответствующем потоке идеального сепаратора.

Так как размер  $x$  может быть любым, он может равняться и границе разделения  $d_T$ . Подставляя вместо  $x$  в формуле (4)  $d_T$  и учитывая, что по определению идеального сепаратора  $D^{B^*}(d_T) = 1$  и  $D^{G^*}(d_T) = 0$ , можем вывести кратность циркуляции идеального сепаратора:

$$K^* = \frac{A^*}{B^*} = \frac{1}{D^{A^*}(d_T)} = \frac{1}{1 - R^{A^*}(d_T)} \quad (6)$$



Фиг. 1. Изображение разделения пыли на логарифмически-нормальной сетке:

- а) в идеальном сепараторе,
- б) в реальном сепараторе

В проходе идеального сепаратора существуют только частицы диаметром  $0 < x < d_T$ . Подставляя в (4)  $x < d_T$ , можем легко выразить закон массового распределения прохода через закон массового распределения мельничного продукта (см. фиг. 1а):

$$D^{B^*}(x) = K^* \cdot D^{A^*}(x) = \frac{D^{A^*}(x)}{D^{A^*}(d_T)} \quad (7)$$

В обратном токе идеального сепаратора существуют только частицы диаметром  $d_T < x < x_{\max}$  ( $x_{\max}$  — максимальный диаметр частиц в мельничном продукте). Подставляя в (5)  $x > d_T$  и учитывая (1), (2), (3), можем выразить закон массового распределения обратного тока через закон массового распределения мельничного продукта:

$$R^G(x) = \frac{K^*}{K^*-1} \cdot R^{A^*}(x) = \frac{R^{A^*}(x)}{R^{A^*}(d_T)} \quad (8)$$

Как следует из (6), (7) и (8), все свойства идеального сепаратора полностью определяются законом распределения мельничного продукта и границей разделения сепаратора. Зная эти данные, можем легко сконструировать законы распределения потоков пыли на диаграмме КФЖ [7,8], найти медианы распределения и показатели однородности и сравнить их с соответствующими показателями реального сепаратора, который имеет те же границу разделения и закон распределения мельничного продукта.

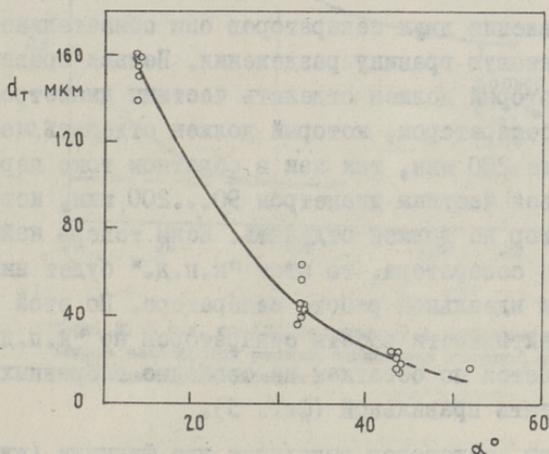
### Эффективность реальных сепараторов

Н.И. Зверев и С.Г. Ушаков рекомендуют в [6] новую методику оценки эффективности сепараторов. Так как кривые Тромпа (кривые парциальных выносов) не позволяют количественно оценить "мертвые токи" мелких частиц в обратном токе и суммарное количество крупных частиц в проходе сепаратора, авторы [6] рекомендуют для оценки эффективности сепараторов две величины, которые вычисляются при помощи планиметрирования площади под кривой Тромпа.

Ниже приводятся аналитические выражения для аналогичных показателей эффективности, полученные путем сравнения реального и идеального сепараторов.

Для сравнения идеального и реального сепараторов следует установить для них одинаковые границы разделения. По существу границу разделения можно рассматривать как диаметр частицы, в отношении которой разделяющие силы окажутся в равновесии [3]. Для определения такого размера принципиально нужен статистический анализ частиц в обратном токе и в проходе сепаратора. Поскольку в отношении частиц, которых в обратном токе больше чем в проходе, преобладали отделяющие силы, а в отношении частиц, которых в проходе больше — силы потока, то частиц, для которых эти силы равны, должно быть

как в обратном токе, так и в готовой пыли одинаковое количество. В практике граница разделения определяется при помощи графиков Тромпа [3,4,5,6]. Граница разделения реального сепаратора показывает минимальный диаметр частиц, на удаление которых сепаратор был налажен. Она является важнейшим режимным показателем сепаратора, так как определяет его рабочую точку. Регулирование сепаратора, например поворачиванием его рабочих лопаток, сводится именно к изменению его границы разделения (см. фиг. 2).



Фиг. 2. Зависимость между границей разделения и наклоном регулирующих лопаток лабораторного центробежного сепаратора типа ЦККБ при разделении сланцевой пыли

Пусть из мельницы выносится в сепаратор  $A$  кг/сек мельничного продукта, который имеет закон распределения  $D^A(x)$ . Количество частиц диаметром меньше  $d_T$  будет в проходе реального сепаратора  $B' = B \cdot D^A(d_T)$ , а проход идеального сепаратора целиком состоит из таких частиц: по (6)  $B^* = A \cdot D^A(d_T)$ . Для оценки эффективности реального сепаратора можно рекомендовать коэффициент прохода, который показывает, какую долю из имеющихся в мельничном продукте частиц

диаметром меньше  $d_T$ , пропускающих в проход идеальным сепаратором, пропускает рассматриваемый реальный сепаратор:

$$\eta = \frac{B'}{B^*} = \frac{B \cdot D^B(d_T)}{A \cdot D^A(d_T)} = \frac{1}{K} \cdot \frac{D^B(d_T)}{D^A(d_T)} \quad (9)$$

Коэффициент прохода можно иначе называть "относительным к.п.д." сепаратора, так как он равняется к.п.д. сепаратора  $\eta_1$  в [2], который здесь должен вычисляться при помощи проходов через сито  $d_T$ . Название "коэффициент прохода" вместо "к.п.д." более желательно, так как термин "к.п.д." в первую очередь связан с энергетической стороной явлений.

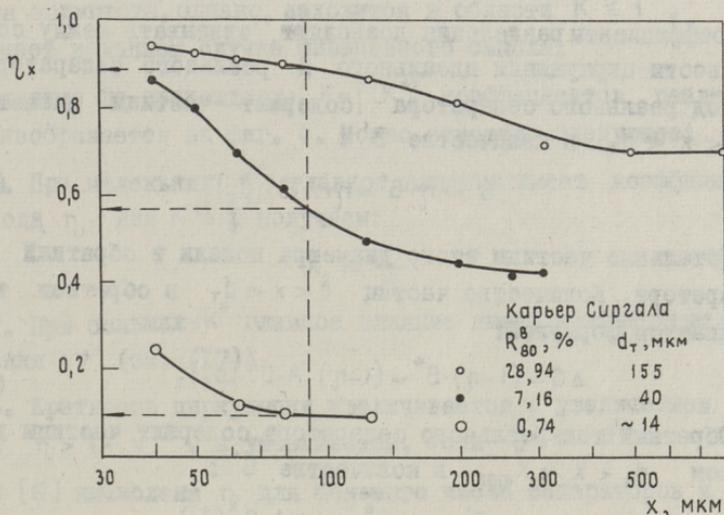
Для сравнения двух сепараторов они обязательно должны иметь одинаковую границу разделения. Нельзя сравнивать сепаратор, который должен отделять частицы диаметром свыше 90 мкм, с сепаратором, который должен отделять частицы диаметром свыше 200 мкм, так как в обратном токе первого должны находиться частицы диаметром 90...200 мкм, которые второй сепаратор не должен отделять. Если теперь найти  $\eta(200)$  для первого сепаратора, то этот "к.п.д." будет ниже единицы даже при идеальной работе сепаратора. По этой причине оценку эффективности работы сепараторов по "к.п.д.", который вычисляется по остаткам на свободно выбранных ситах, нельзя считать правильной (фиг. 3).

Поскольку сепаратор выполняет две функции (удаляет из процесса размола частицы достаточной тонкости и ограничивает количество крупных частиц в готовой пыли [5]), для оценки его эффективности нужны два показателя [2,6]. Для оценки эффективности выполнения сепаратором второй функции можно рекомендовать коэффициент отделения, который показывает какую долю из имеющихся в мельничном продукте частиц диаметром свыше  $d_T$ , отделяющих идеальным сепаратором, отделяет рассматриваемый реальный сепаратор:

$$\nu = \frac{G'}{G^*} = \frac{G \cdot R^G(d_T)}{A \cdot R^A(d_T)} = \frac{K-1}{K} \cdot \frac{R^G(d_T)}{R^A(d_T)}, \quad (10)$$

где  $G' = G \cdot R^G(d_T)$  — количество частиц диаметром больше  $d_T$  в обратном токе реального сепаратора;

$G^* = A \cdot R^A(d_\tau)$  — количество частиц диаметром больше  $d_\tau$  в обратном токе идеального сепаратора.



Фиг. 3. К.п.д. по [2] сепаратора в зависимости от размеров частиц при разных тонкостях готовой пыли в лабораторной пылесистеме:

Коэффициент отделения равняется степени пропускания в проход крупных частиц  $\eta_2$  в [2], который следует вычислять при помощи проходов через сито  $d_\tau$ .

Для вычисления коэффициентов  $\eta$  и  $\nu$  (которые вместе можно называть коэффициентами разделения) необходимо определить границу разделения сепаратора и, например, графическим интерполированием найти  $D^A(d_\tau)$ ,  $D^B(d_\tau)$  и  $R^G(d_\tau)$  (точность интерполяции желательно проверить балансом (4)). У лабораторного центробежного сепаратора типа ЦККБ при разделении сланцевой пыли  $\eta = 0,74 \pm 0,80$  и  $\nu = 0,8 \pm 0,9$  при изменении  $d_\tau$  в пределах от 40 до 240 мкм. Однако, судя по изменению коэффициента циркуляции, коэффициенты разделения более резко изменялись в области  $d_\tau < 40$  мкм, которая недоступна ситовому анализу. Таким образом, по край-

ней мере для многокомпонентных материалов (сланцевая пыль)  $\eta$  и  $\nu$  зависят от границы разделения.

### Кратность циркуляции реального сепаратора

Коэффициенты разделения позволяют связывать между собой кратности циркуляции идеального и реального сепараторов. Проход реального сепаратора содержит частицы диаметром  $0 < x < d_T$  в количестве  $B'$ :

$$B' = \eta \cdot B^* = \eta \cdot A \cdot D^A(d_T). \quad (II)$$

Остальные частицы этого диаметра попали в обратный ток сепаратора. Количество частиц  $0 < x < d_T$  в обратном токе выражается формулой:

$$\Delta G = (1 - \eta) \cdot B^* = (1 - \eta) \cdot A \cdot D^A(d_T). \quad (I2)$$

Обратный ток реального сепаратора содержит частицы диаметром  $d_T < x < x_{max}$  в количестве  $G'$ :

$$G' = \nu \cdot G^* = \nu \cdot A \cdot R^A(d_T). \quad (I3)$$

Количество частиц диапазона  $d_T < x < x_{max}$  в готовой пыли выражается формулой:

$$\Delta B = (1 - \nu) \cdot G^* = (1 - \nu) \cdot A \cdot R^A(d_T). \quad (I4)$$

Поток готовой пыли сепаратора:

$$B = B' + \Delta B = \eta \cdot B^* + (1 - \nu) \cdot G^*. \quad (I5)$$

Делим обе половины (I5) на  $A \equiv A^*$ . Учитывая (3), получаем после перегруппировок:

$$K = \frac{1}{\frac{\eta + \nu - 1}{K^*} + 1 - \nu}. \quad (I6)$$

Как видно, при  $\eta = \nu = 1$  получается  $K = K^*$ .

Исследование функции  $K = f(K^*)$  показывает, что она имеет горизонтальную асимптоту: при  $K^* \rightarrow \infty$  получаем:

$$K_\infty = \frac{1}{1 - \nu}. \quad (I7)$$

Существует и вертикальная асимптота:

$$K^* = -\frac{\eta + \psi - 1}{1 - \psi} = 1 - \frac{\eta}{1 - \psi}. \quad (18)$$

Эта асимптота, однако, находится в области  $K^* \leq 1$ , что не имеет в данном случае физического смысла.

Влияние на прохождение  $K = f(K^*)$  коэффициентов разделения изображается на фиг. 4. Можно отметить следующее:

1. При маленьких  $K^*$  главное влияние имеет коэффициент прохода  $\eta$ . Для  $K^* = 1$  получаем:

$$K_0 = \frac{1}{\eta}. \quad (19)$$

2. При больших  $K^*$  главное влияние имеет коэффициент отделения  $\psi$  (см. (17)).

3. Кратность циркуляции увеличивается с увеличением  $K^*$ , если  $\eta > 1 - \psi$ , и уменьшается, если  $\eta < 1 - \psi$ .

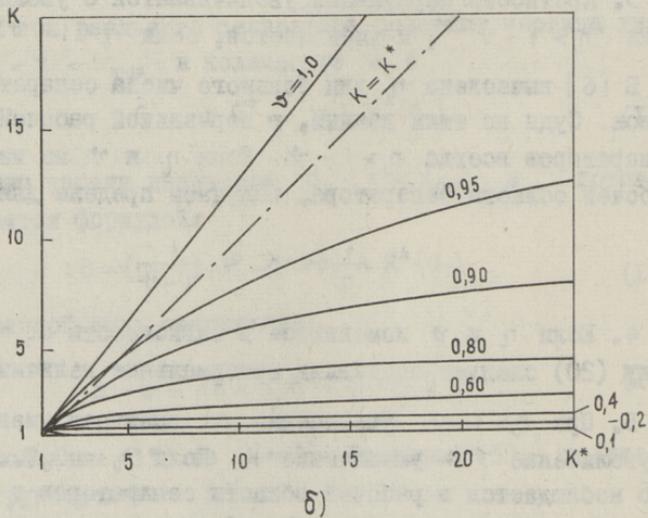
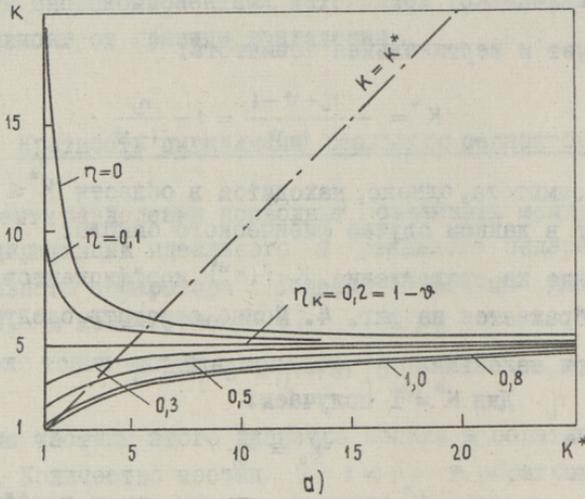
В [6] вычислена  $\eta$  для большого числа сепараторов и циклонов. Судя по этим данным, в нормальной рабочей области сепараторов всегда  $\eta > 1 - \psi$ . Если  $\eta$  и  $\psi$  не изменяются в рабочей области сепаратора, получаем пределы для  $K$ :

$$\frac{1}{\eta} < K < \frac{1}{1 - \psi}. \quad (20)$$

4. Если  $\eta$  и  $\psi$  изменяются в зависимости от  $K^*$ , в формулу (20) следует поставить максимальные величины  $\eta_{\max}$  и  $\psi_{\max}$ .

5. При  $\eta > 1 - \psi$  увеличение  $\eta$  вызывает уменьшение  $K$ , а увеличение  $\psi$  — увеличение  $K$ . Если  $\eta = 0,7 \dots 1,0$  (как это наблюдается в рабочей области сепараторов в [6]), более сильное влияние имеет  $\psi$ . Особенно резко изменяется  $K$ , если  $\psi$  изменяется в пределах  $0,9 \dots 1,0$ .

6. Подставляя вместо  $K$  в формулу (16)  $K^*$ , получаем условие равности для кратностей циркуляции реального и идеального сепараторов.



Фиг. 4. Зависимость  $K = f(K^*)$ :

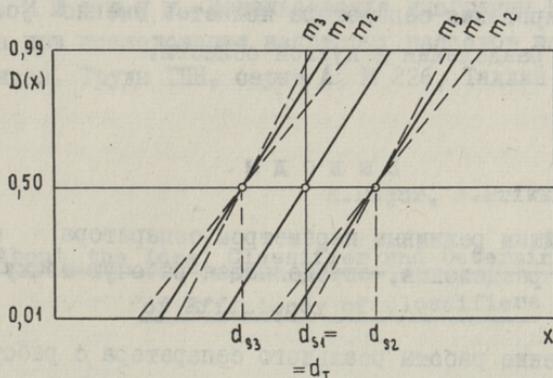
- а)  $\psi = 0,8$ , изменяется параметр  $\eta$  ;  
 б)  $\eta = 0,8$ , изменяется параметр  $\psi$  ;

$$K^{1*} = 1 + \frac{1-\eta}{1-\psi} \quad (2I)$$

Если  $\eta < 1 - \psi$ , при  $K^* < K^{1*}$  будет  $K > K^*$ , а при  $K^* > K^{1*}$   $K < K^*$ . Как видно по фиг. 4, в большинстве практических случаев  $K$  реального сепаратора меньше  $K^*$  идеального сепаратора.

Исследование влияния границы разделения и параметров мельничного продукта на кратность циркуляции сводится к исследованию их влияния на  $K^*$  идеального сепаратора. Если мельничный продукт имеет логарифмически-нормальный закон распределения, он изображается на логарифмически-нормальной сетке прямой и полностью определяется двумя параметрами: медианой распределения  $d_s^A$  и показателем однородности  $m^A$ .

Фиг. 1а иллюстрирует влияние границы разделения на  $K^*$ . Если закон массового распределения мельничного продукта не изменяется, с уменьшением  $d_T$  уменьшается  $D^A(d_T)$  и по формуле (6) увеличивается  $K^*$ .  $K^*$  в зависимости от  $d_T$  может изменяться в пределах от 1 до  $\infty$ .



Фиг. 5. К определению влияния параметров мельничного продукта на кратность циркуляции идеального сепаратора

Фиг. 5 иллюстрирует влияние  $d_s^A$  и  $m^A$  на  $K^*$ . С уменьшением медианы распределения  $d_{s2}^A > d_{s1}^A > d_{s3}^A$  при постоянной границе разделения и однородности пыли увеличивается

$D^A(d_T)$  и, следовательно, уменьшается кратность циркуляции  $K^*$ . Формула [6] показывает, что при  $d_s^A < d_T$  величина кратности циркуляции будет  $1 < K^* < 2$ , при  $d_s^A = d_T$   $K^* = 2$  и при  $d_s^A > d_T$   $2 < K^* < \infty$ . Увеличение показателя однородности  $m^A$  вызывает при постоянной  $d_s^A < d_T$  уменьшение кратности циркуляции, а при  $d_s^A > d_T$  ее увеличение. Это вполне понятно, так как во втором случае с увеличением однородности пыли увеличивается также количество частиц, которое сепаратор должен отделить.

При помощи идеального сепаратора можно объяснить парадокс, подчеркнутый Кайзером в [3]. Кайзер указывает, что к.п.д. сепаратора имеет при воздушной сепарации ограниченное значение, так как при попадании по какой-либо причине всей поступающей в сепаратор пыли в проход сепаратора к.п.д. по всем ситам  $\eta(x)$  будет равен единице, но разделения не будет. По фиг. 1а видно, что весь мельничный продукт попадает в проход, если  $d_T > x_{\max}$ . Но тогда коэффициент прохода  $\eta(d_T)$  любого сепаратора, в том числе идеального, будет действительно единица. Виноват не сепаратор, виновата неправильная точка работы сепаратора. Задачей регулирования сепаратора является именно установление границы разделения в нужной области.

## Выводы

1. Важнейшим режимным параметром сепаратора является его граница разделения, определяющая рабочую точку сепаратора.

2. Сравнение работы реального сепаратора с работой фиктивного идеального сепаратора позволяет объективно оценить эффективность сепараторов и влияние различных параметров на их работу.

3. Для сравнения эффективности разных сепараторов целесообразно воспользоваться величинами  $\eta$  и  $\nu$ , аналогичными к.п.д. и степени выделения в возврат крупных частиц, которые следует вычислять по границе разделения.

## Л и т е р а т у р а

1. В.П. Ромадин. Пылеприготовление. ГЭИ, М.-Л. 1953.
2. А.Н. Лебедев. Подготовка и размол топлива на электростанциях. Изд. "Энергия", М. 1969.
3. В. Кайзер. Новые конструкции насыпных воздушных сепараторов. Сб. докладов "Труды Европейского совещания по измельчению". Стройиздат, М. 1966.
4. F. H ü b n e r. Mahl- und Sichtvorgänge in Kohlenmahlanlagen von Dampferzeugern, Energie, Nr. 5, 1962.
5. И.П. Эпик, А.В. Прикк, Л.М. Ыйспуу. Изучение работы сепаратора пылеприготовительной установки. Труды ТПИ, серия А, № 277, Таллин 1969.
6. Н.И. Зверев, С.Г. Ушаков. Методика оценки эффективности сепарации пыли. Электрические станции, № II, 1968.
7. G. F a u, B. Z s e l e w. Grundlagen der Zerkleinerungstheorie. Energietechnik, Nr. 11, 12, 1962.
8. Л.М. Ыйспуу. Использование диаграммы Колмогорова-Фая-Желева при исследовании некоторых рассевов эстонских горючих сланцев. Труды ТПИ, серия А, № 226, Таллин 1965.

K.Rajur, A.Prikk, L.Õispuu

### About the Ideal Classifier and Determination of Efficiency of Classifiers

#### Summary

In the paper some qualities of the fictitious ideal classifier are analysed and used for investigation of classifiers. The comparison of a classifier with the ideal classifier gives a good criterion for determination of efficiency of the classifier and allows to investigate influence of various factors to the work of the classifier.



УДК 621.181.7.001.5:536.24

А.А. Отс, Р.Э. Рандманн

ИССЛЕДОВАНИЕ НЕИЗОТЕРМИЧНОСТИ ФАКЕЛА В ТОПКАХ  
МАЗУТНЫХ ПАРОГЕНЕРАТОРОВ

Расчет мощного парогенератора связан с большими трудностями именно по радиационной части. Здесь приходится всегда встречаться с экстраполяцией экспериментальных данных. Одной из причин, затрудняющих экстраполяцию, является неоднородность температурных полей в топках, которые до настоящего времени практически не поддаются удовлетворительному расчету. Поэтому большое значение для уточнения теплового расчета топок имеет выявление характеристик неизотермичности факела.

До настоящего времени еще недостаточно внимания уделено вопросу о распределении интенсивности излучения факела и температуры газов по глубине камерных топок. Однако выявление характеристик неизотермичности факела имеет большое значение при уточнении методов теплового расчета топок.

Условия теплообмена в топках зависят от теплового сопротивления золовых отложений на экранных трубах и от термического (неизотермического) пограничного слоя газов около топочных стен [1]. Газовая масса, расположенная внутри границ (к середине топки) термического пограничного слоя, не принимает участия в непосредственном лучистом теплообмене с топочными поверхностями нагрева. Слой более холодных газов, находящийся вблизи экранов, является препятствием потоку тепла, идущему от основной массы газов (факел) к поверхностям нагрева. Поэтому одним важным фактором, от которого зависит интенсивность теплообмена в топках, является конвективный тепло- и массообмен между газовыми слоями около топочных стен и основной массой газов.

В данной статье излагаются результаты исследований распределения интенсивности излучения факела и температуры газов по глубине топочного пространства мазутных парогенераторов. Опыты проводились в топках мазутных парогенераторов ТГМ-94, ТП-18, ТП-200-2 и ТКМ-6.

Основные проектные характеристики исследуемых парогенераторов приведены в таблице I.

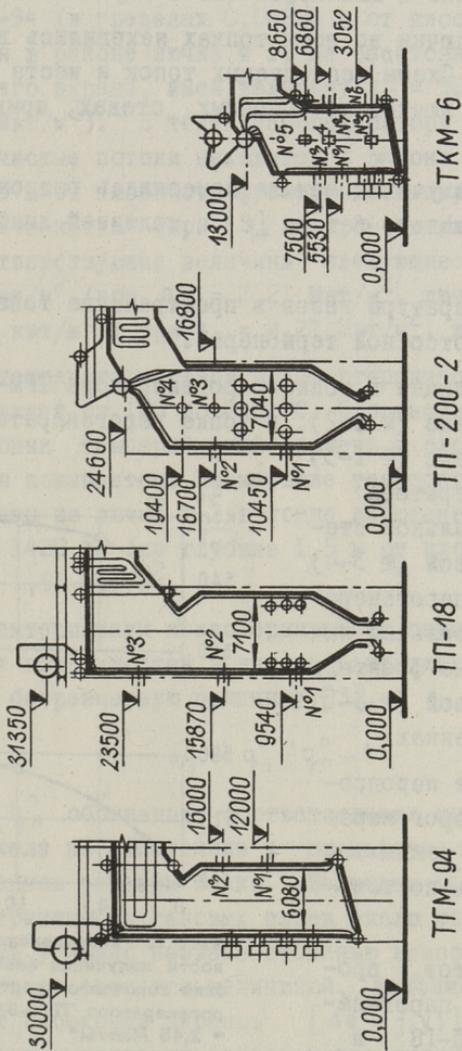
Т а б л и ц а I

Основные проектные характеристики исследуемых парогенераторов

Наименование и размерность	Тип парогенератора			
	ТГМ-94	ТП-18	ТП-200-2	ТКМ-6
Производительность парогенератора в кг/сек	139	61	55,5	44,5
Давление перегретого пара в Мн/м <sup>2</sup>	13,8	9,8	3,6	3,5
Температура в °С				
перегретого пара	570	540	420	420
питательной воды	230	215	150	150
горячего воздуха	250	200	170	170
Диаметр экранных труб в мм	60	60	83	83; 75
Степень экранирования	0,87	0,95	0,87	0,87
Ширина топки в мм	16820	9850	9780	9785
Глубина топки в мм	6080	7100	7040	5800
Расчетная высота топки в мм	20600	22500	15970	11300
Эффективная лучевоспринимающая поверхность в м <sup>2</sup>	1025	762	620	460
Объем топки в м <sup>3</sup>	2010	1230	1000	580
Тепловая напряженность поперечного сечения топки при номинальной нагрузке в Мвт/м <sup>2</sup>	4,30	2,45	2,30	2,20

На фронтальной стене парогенератора ТГМ-94 расположены 28 мазутных форсунок в четыре ряда (по 7 форсунок в каждом ряду). Воздух к форсункам подается через воздушные коробки.

В топке парогенератора ТП-18 форсунки размещены по углам топки, куда подводится и воздух.



Фиг. 1. Схема мазутных топок

Топка парогенератора ТП-200-2 оборудована встречными форсунками, расположенными на боковых стенках (по 6 форсунок на обеих). Воздух подается к каждой форсунке тангенциально.

В топке парогенератора ТКМ-6 мазутные форсунки находятся на фронтальной стене в два яруса (по 6 штук на обоих ярусах).

Измерительные лючки во всех топках находились в центральной части стенок. Схемы исследуемых топок и места расположения измерительных лючков на топочных стенах приведены на фиг. 1.

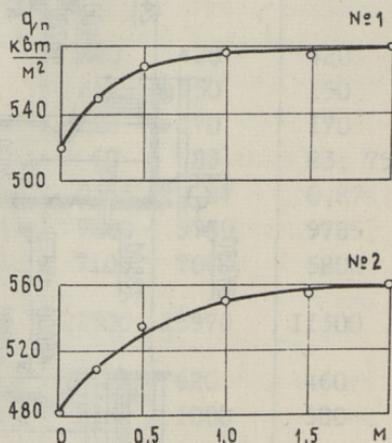
Интенсивность излучения факела измерялась радиометром нестационарного теплового режима [2] с толщиной диафрагмы 12,42 мм.

Измерение температуры газов в пространстве топочной камеры производилось отсосной термопарой.

Измерительные лючки в топке парогенератора ТГМ-94 находились на задней стене (№ 1-2), в топке парогенератора ТП-18 на фронтальной стене (№ 1-3) и в топке парогенератора ТП-200-2 на фронтальной стене (№ 1-2) и боковой (№ 3-4) стенках. В топке парогенератора ТКМ-6 измерительные лючки располагались на фронтальной (№ 1-2), боковой (№ 3-5) и задней (6-7) стенках.

Во время опытов паропроизводительность парогенераторов и воздушный режим топок поддерживались постоянными.

Результаты опытов, проведенных в топках парогенераторов ТГМ-94, ТП-18 и ТКМ-6, приведены на фиг.2-4. Видно, что интенсивность излучения факела и температура газов увеличиваются с удалением от плоскости топочных экранов. При этом на расстоянии от плоскости экранов менее 0,5-1 м наблюдается быстрый подъем интенсивности излучения факела. В пределах 1-2 м повышение



Фиг. 2. Распределение интенсивности излучения факела по глубине топочного пространства парогенератора ТГМ-94 при  $q_f = 2,45 \text{ Мвт/м}^2$

интенсивности излучения факела значительно уменьшается или практически прекращается. Такой же характер изменения имеют температурные кривые.

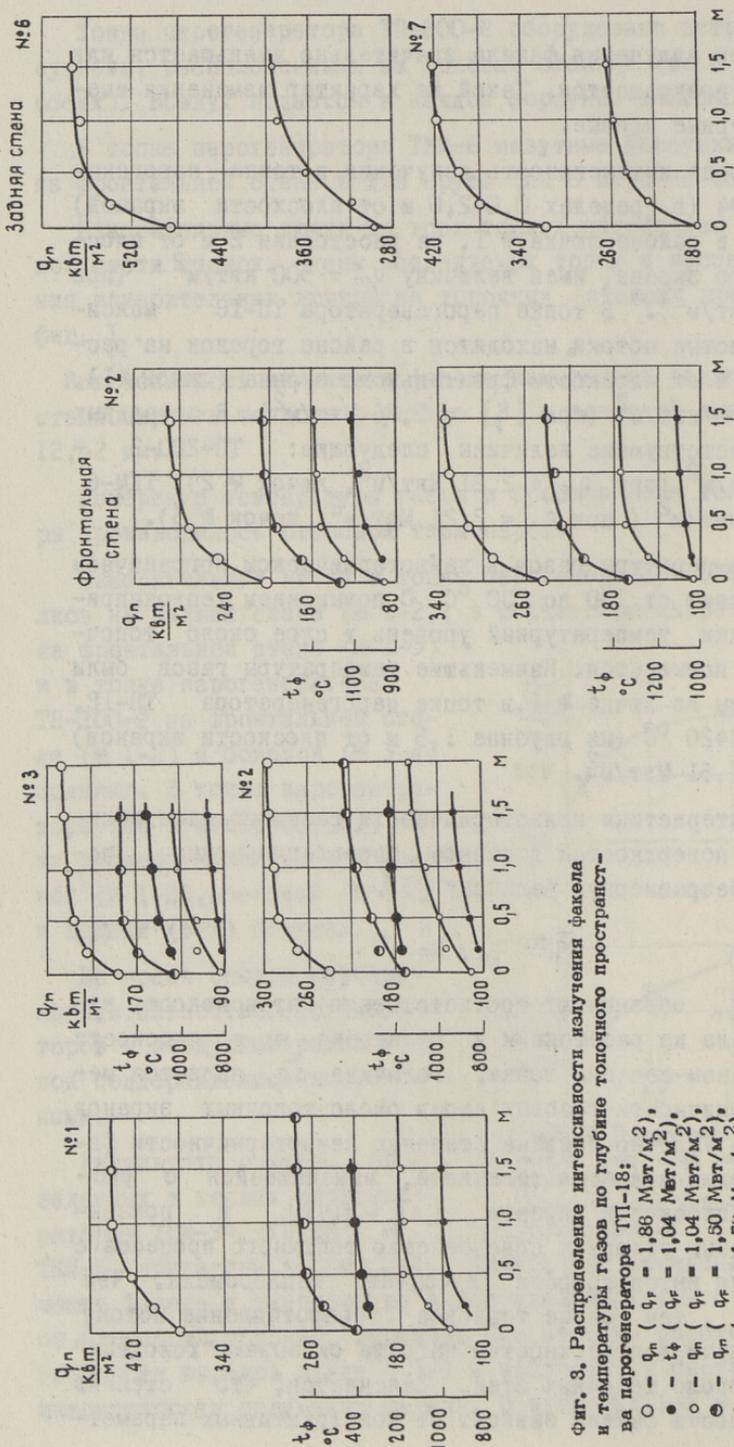
Максимальная интенсивность излучения в топке парогенератора ТГМ-94 (в пределах 0,0-2,0 м от плоскости экранов) наблюдается в районе лючка № 1, на расстоянии 2 м от плоскости заднего экрана, имея величину  $q_n = 500 \text{ кВт/м}^2$  (при  $q_f = 2,45 \text{ Мвт/м}^2$ ). В топке парогенератора ТП-18 максимальные лучистые потоки находятся в районе горелок на расстоянии 1,5 м от плоскости фронтального экрана (лючок №1), где  $q_n = 440 \text{ кВт/м}^2$  (при  $q_f = 1,86 \text{ Мвт/м}^2$ ). В остальных топках соответствующие величины следующие: ТП-200-2 -  $q_n = 490 \text{ кВт/м}^2$  (при  $q_f = 2,21 \text{ Мвт/м}^2$ , лючок № 2), ТКМ-6 -  $q_n = 580 \text{ кВт/м}^2$  (при  $q_f = 2,21 \text{ Мвт/м}^2$ , лючок № 3).

Подъем температуры газов в неизотермическом пограничном слое составляет от 100 до 200 °С. С повышением теплонапряженности топки температурный уровень в слое около топочных экранов повышается. Наименьшие температуры газов были зафиксированы из лючка № 1 в топке парогенератора ТП-18, где  $t_{\phi} = 1420 \text{ °С}$  (на глубине 1,5 м от плоскости экранов) при  $q_f = 1,51 \text{ Мвт/м}^2$ .

Для характеристики неизотермичности газового слоя вблизи экранных поверхностей в данном направлении можно использовать безразмерную величину [3].

$$\Delta \bar{q}_y = q_n^{\circ} / q_n^n - 1, \quad (1)$$

где  $q_n^{\circ}$  и  $q_n^n$  обозначают соответственно интенсивность излучения факела на расстоянии  $y$  от экрана и в плоскости экрана в данном сечении топки. Величина  $\Delta \bar{q}_y$  является мерой неизотермичности газовых слоев около топочных экранов и может быть условно названа степенью неизотермичности факела. Последняя является величиной, изменяющейся с расстоянием от плоскости экранов [ $\Delta \bar{q}_y = f(y)$ ] и показывающей в данных условиях совершенство топочного процесса с точки зрения интенсивности лучистого теплообмена. Чем меньше  $\Delta \bar{q}_y$ , тем меньше тепловое сопротивление потоку тепла от факела к поверхностям нагрева оказывают "холодные" слои газов около топочных стен. Выясняется, что степень неизотермичности факела зависит от конструктивных парамет-



Фиг. 3. Распределение интенсивности излучения факела и температуры газов по глубине топочного пространства за парогенератора ТП-18:

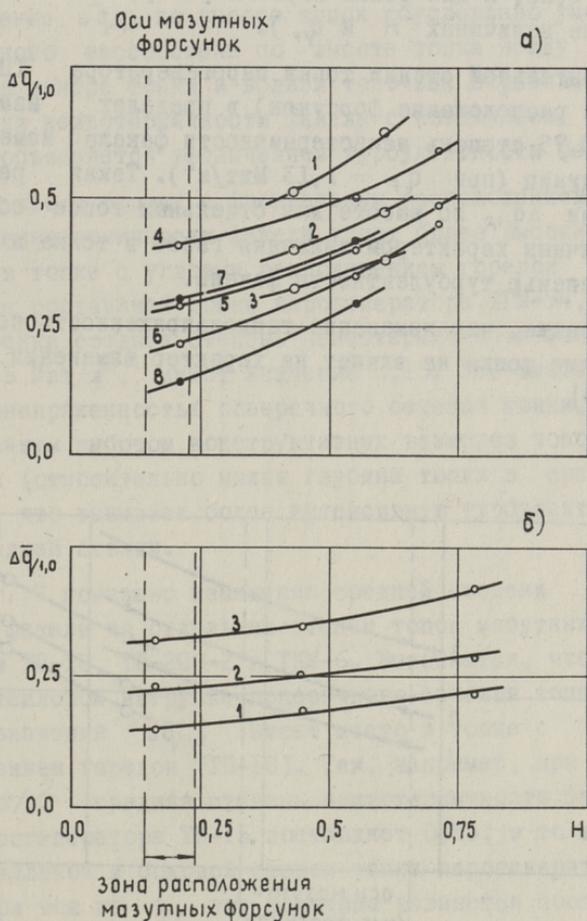
- —  $q_n$  ( $q_F = 1,86 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $t_\phi$  ( $q_F = 1,04 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $q_n$  ( $q_F = 1,04 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $t_\phi$  ( $q_F = 1,50 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $q_n$  ( $q_F = 1,50 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $t_\phi$  ( $q_F = 1,50 \text{ Мвт/м}^2$ )

Фиг. 4. Распределение интенсивности излучения факела и температура газов по глубине топочного пространства за парогенератора ТКМ-6:

- —  $q_n$  ( $q_F = 2,20 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $q_n$  ( $q_F = 1,05 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $q_n$  ( $q_F = 1,75 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $t_\phi$  ( $q_F = 1,75 \text{ Мвт/м}^2$ ),
- —  $t_\phi$  ( $q_F = 1,75 \text{ Мвт/м}^2$ )

ров топки, аэродинамики топочной камеры и теплонапряженности поперечного сечения топки ( $q_F$ ).

Для установления влияния теплонапряженности поперечного сечения топки на степень неизотермичности факела  $\Delta \bar{q}_{1,0}$  ( $\Delta \bar{q}$  при  $y = 1 \text{ м}$ ) было определено ее изменение по высоте топков при различных  $q_F$  (Фиг. 5-6).



Фиг. 5. Изменение  $\Delta \bar{q}_{1,0}$  по высоте топков парогенераторов ТКМ-6 и ТП-18:

а) топка парогенератора ТКМ-6:

○ - фронтальная стена:

1 -  $q_F = 1,05 \text{ Мвт/м}^2$ ,

2 -  $q_F = 1,75 \text{ Мвт/м}^2$ ,

3 -  $q_F = 2,20 \text{ Мвт/м}^2$ ,

○ - боковая стена:

4 -  $q_F = 1,05 \text{ Мвт/м}^2$ ,

5 -  $q_F = 1,75 \text{ Мвт/м}^2$ ,

6 -  $q_F = 2,20 \text{ Мвт/м}^2$

● - задняя стена:

7 -  $q_F = 1,05 \text{ Мвт/м}^2$ ,

8 -  $q_F = 2,20 \text{ Мвт/м}^2$

б) топка парогенератора ТП-18:

1 -  $q_F = 1,86 \text{ Мвт/м}^2$ ,

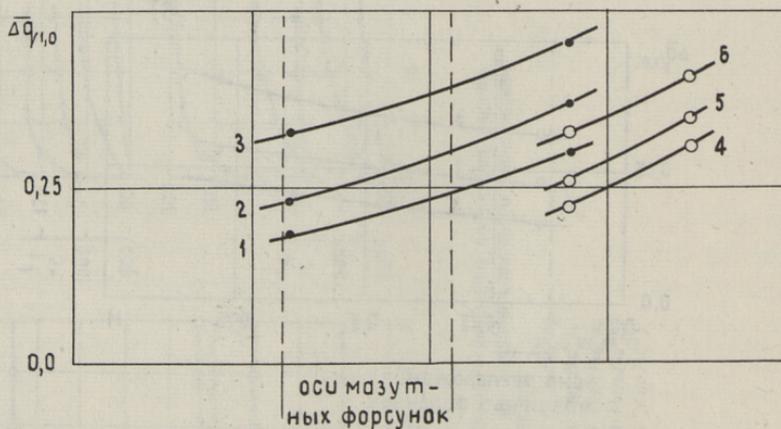
2 -  $q_F = 1,50 \text{ Мвт/м}^2$ ,

3 -  $q_F = 1,04 \text{ Мвт/м}^2$ .

Выясняется, что  $\Delta \bar{q}_{1,0}$  по высоте всех топок увеличивается. Наиболее резкий подъем кривых  $\Delta \bar{q} = f(\bar{H})$  происходит в топках с фронтальным расположением форсунок (ТКМ-6) и наименьший - в топке с угловым расположением форсунок (ТП-18, фиг. 5). Так, например, для боковой стены топки парогенератора ТКМ-6 в пределах относительной высоты  $\bar{H} = 0,25-0,75$  (при  $q_F = 1,05 \text{ Мвт/м}^2$ ), прирост  $\Delta \bar{q}_{1,0}$  составляет  $\Delta(\Delta \bar{q}_{1,0}) = 0,20$ , а для топки парогенератора ТП-18 -  $0,08$  (при тех же величинах  $\bar{H}$  и  $q_F$ ).

Для фронтальной стенки топки парогенератора ТП-200-2 (встречное расположение форсунок) в пределах изменения  $\bar{H} = 0,25-0,75$  степень неизомеричности факела изменяется на  $0,16$  единиц (при  $q_F = 1,13 \text{ Мвт/м}^2$ ). Такая разность в изменении  $\Delta \bar{q}_{1,0}$  по высоте для отдельных топок объясняется различным характером движения газов в топке и различной степенью турбулентности факела.

Видно также, что изменение теплонпряженности поперечного сечения топки не влияет на характер изменения кривых  $\Delta \bar{q}_{1,0} = f(\bar{H})$ .



Фиг. 6. Изменение  $\Delta \bar{q}_{1,0}$  по высоте топки парогенератора ТП-200-2:

○ — фронтальная стена:

1 —  $q_F = 2,20 \text{ Мвт/м}^2$ ,

2 —  $q_F = 1,80 \text{ Мвт/м}^2$ ,

3 —  $q_F = 1,13 \text{ Мвт/м}^2$ ,

● — боковая стена:

4 —  $q_F = 2,20 \text{ Мвт/м}^2$ ,

5 —  $q_F = 1,80 \text{ Мвт/м}^2$ ,

6 —  $q_F = 1,13 \text{ Мвт/м}^2$

При изменении  $q_F$  для топки парогенератора ТП-18 от 1,04 до 1,86 Мвт/м<sup>2</sup>  $\Delta\bar{q}_{1,0}$  изменяется от 0,38 до 0,20, а для фронтальной стены топки парогенератора ТКМ-6 от 0,68 до 0,42 при изменении  $q_F$  от 1,05 до 2,20 Мвт/м<sup>2</sup>. Значения средних величин  $\Delta\bar{q}_{1,0}$  для различных стен топочных камер исследуемых мазутных парогенераторов, при некоторых  $q_F$  приведены в таблице 2.

Увеличение  $\Delta\bar{q}_{1,0}$  по высоте топок обусловлено уменьшением конвективного массообмена по высоте топки между газовыми объемами в центре топки и вблизи топочных экранов. Понижение степени неизотермичности факела с повышением нагрузки агрегата объясняется увеличением турбулентности факела.

Видно, что в топках с фронтальным расположением горелок степень неизотермичности факела имеет более высокие значения, чем в топке с угловым расположением горелок (ТП-18). Исключение составляет топка парогенератора ТГМ-94, где около задней стенки средняя степень неизотермичности факела, при  $q_F = 2,45$  Мвт/м<sup>2</sup>, имеет значение 0,15. Это вызвано высокой теплонпряженностью поперечного сечения топки, а также более удачным выбором конструктивных размеров топочного пространства (относительно малая глубина топки в сравнении с шириной), что вызывает более интенсивную турбулентность вблизи задней стенки.

На фиг. 7 показано изменение средней степени неизотермичности факела по отдельным стенам топок мазутных парогенераторов ТП-18, ТП-200-2 и ТКМ-6. Выясняется, что при одинаковой тепловой нагрузке поперечного сечения топки наименьшие значения  $\Delta\bar{q}_{1,0}$  имеют место в топке с угловым расположением горелок (ТП-18). Так, например, при  $q_F = 1,5$  Мвт/м<sup>2</sup> средняя степень неизотермичности факела в топке парогенератора ТП-18 составляет 0,25, в то время как для фронтальной и боковой стенок топки парогенератора ТП-200-2, при том же  $q_F$ , эта величина равняется соответственно 0,39 и 0,30. Для фронтальной, боковой и задней стенок топки парогенератора ТКМ-6 имеем следующие цифры: 0,55; 0,47 и 0,32.

Это еще раз подтверждает, что угловое расположение горелок вызывает наиболее высокую турбулентность факела и тем самым улучшаются условия лучистого теплообмена. Это показы-

Средние значения  $\Delta q_{1,0}$  для различных стен топочных камер  
мазутных парогенераторов

Тип парогенератора	ТКМ-6			ТП-200-2		
	Фронтальная стена	Боковая стена	Задняя стена	Фронтальная стена	Боковая стена	Боковая стена
$\text{МВт/м}^2$	1,05	1,75	2,20	1,05	1,75	2,20
$q_F$	0,68	0,50	0,42	0,56	0,45	0,36
Тип парогенератора	ТП-18			ТМ-94		
	Фронтальная стена	Задняя стена		Задняя стена		
$\text{МВт/м}^2$	1,04	1,50	1,86	2,45		
$q_F$	0,38	0,27	0,20	0,15		

вакт и результаты обработки опытных данных по суммарному теплообмену в мазутных парогенераторах ТКМ-6 (фронтальное расположение форсунок) и ТП-18 (угловое расположение форсунок). Выясняется, что температура газов на выходе из топки парогенератора ТКМ-6 на 20-30 °С выше температуры газов на выходе из топки парогенератора ТП-18.

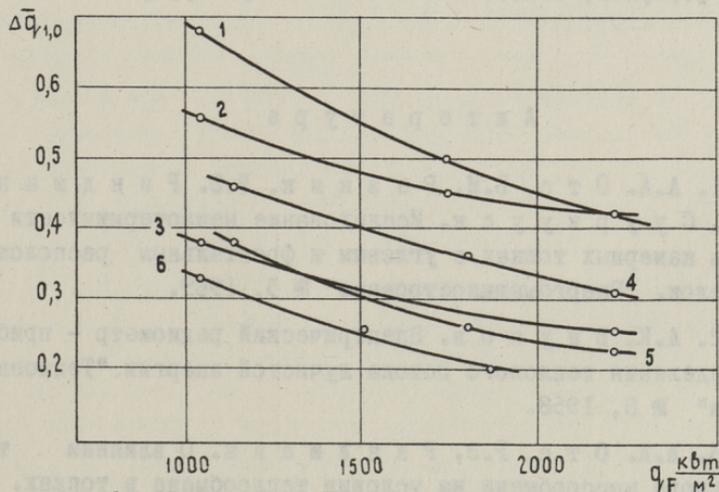
Условное суммарное тепловое сопротивление потоку тепла от факела к поверхности нагрева в общем случае можно определить по выражению

$$R^* = R + R_o^*, \quad (2)$$

где  $R$  - тепловое сопротивление золовых отложений,  
 $R_o^*$  - условное тепловое сопротивление термического пограничного слоя газов.

В мазутных топках можно практически принять  $R \approx 0$ . Для определения условного теплового сопротивления термического пограничного слоя газов можно использовать выражение [3]

$$R_o^* = \left[ \sqrt[4]{(\Delta \bar{q}_n \cdot q_n^n + \sigma_o T_n^4) \sigma_o^{-1} - T_n} \right] \left[ \varepsilon_3 (q_n^n - \sigma_o T_n^n) \right], \quad (3)$$



Фиг. 7. Изменение  $\Delta \bar{q}_{1,0}$  в зависимости от  $q_F$  :

- |                                |                                   |
|--------------------------------|-----------------------------------|
| 1 - ТКМ-6 (фронтальная стена), | 4 - ТП-200-2 (фронтальная стена), |
| 2 - ТКМ-6 (боковая стена),     | 5 - ТП-200-2 (боковая стена),     |
| 3 - ТКМ-6 (задняя стена),      | 6 - ТП-18                         |

где кроме вышеуказанных величин  $\sigma_0$  - коэффициент излучения абсолютно черного тела;  $T_n$  - абсолютная температура экранных труб;  $\varepsilon_s$  - степень черноты экранных труб.

### В ы в о д ы

1. В топках мазутных парогенераторов существует термический ограниченный слой газов вблизи топочных экранов, являющийся препятствием теплообмену между факелом и топочными экранами.

2. Толщина термического пограничного слоя вблизи топочных стен мазутных парогенераторов составляет около 1 м.

3. Наименьшая степень неизотермичности факела имеет место в топках с угловым расположением горелок (ТП-18).

4. Температурные условия в неизотермическом слое кроме лучистого переноса зависят от конвективного тепло- и массообмена внутри топки (от турбулентности факела).

5. С точки зрения интенсификации лучистого теплообмена в мазутных топках надо применять топки с угловым расположением форсунок, вызывающие более высокую турбулентность факела.

### Л и т е р а т у р а

1. А.А. О т с, В.И. Р е з н и к, Р.Э. Р а н д м а н н, Т.Н. С у у р к у у с к. Исследование неизотермичности факела в камерных топках с угловым и фронтальным расположением горелок. "Энергомашиностроение" № 3, 1969.

2. А.К. В н у к о в. Электрический радиометр - прибор для определения теплового потока лучистой энергии. "Теплоэнергетика" № 8, 1958.

3. А.А. О т с, Р.Э. Р а н д м а н н. О влиянии турбулентного массообмена на условия теплообмена в топках. Изв. АН ЭССР, серия физ.-мат. наук, № 1, 1968.

A.Ots, R.Randmann

Research in Non-Isothermality of Flame in the  
Furnaces of Residual Oil-Fired Boilers

Summary

In this paper the distribution of flame radiation intensity and the temperature of gases along the depth of furnaces of oil-fired boilers of various construction are examined. The rate of non-isothermality of flame in the residual oil-fired furnaces is determined. It is shown that in order to intensify heat exchange by thermal radiation, the burners must be placed in the corners of the furnace, for such arrangement of burners results in higher turbulence of flames.



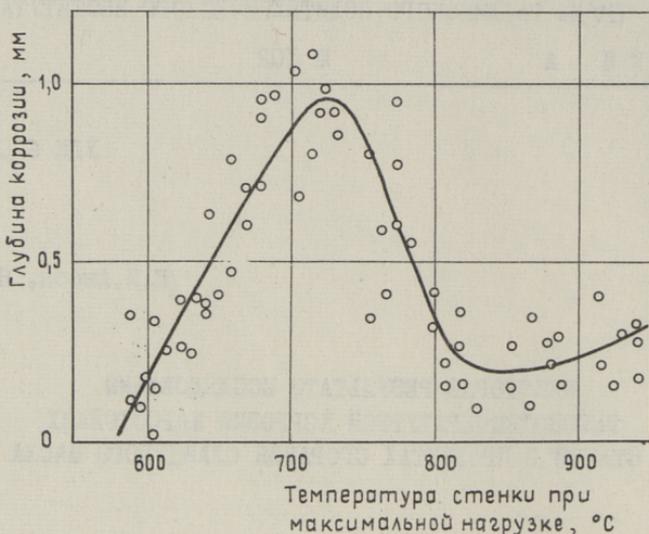
УДК 620.193.53

П.И. Ансон, Я.П. Лайд

НЕКОТОРЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ИССЛЕДОВАНИЯ  
ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОЙ КОРРОЗИИ ЖАРОСТОЙКИХ  
СТАЛЕЙ В ПРОДУКТАХ СГОРАНИЯ СЛАНЦЕВОГО МАСЛА

В 1969 году в Таллинском политехническом институте на стенде и в соответствии с методикой, описанными в [1], была проведена серия коррозионных испытаний некоторых жаростойких и жаропрочных сталей в среде продуктов сгорания сланцевого масла. Как известно, сланцевое масло является безванадиевым топливом, поэтому оказалось необходимым выявить характер высокотемпературной коррозии в условиях сжигания такого специфического топлива. Практическую актуальность проведения таких исследований обусловил особый характер зависимости интенсивности коррозии металла труб поверхности нагрева высокотемпературного воздухоподогревателя [2], работающего на указанном топливе.

На фиг. I приведена зависимость глубины коррозии труб из стали X25T воздухоподогревателя от максимальной (в процессе эксплуатации) температуры металла по длине змеевиков. Глубина коррозии определялась путем замера толщины стенки вырезанных из змеевиков образцов после 4860 часов работы. При этом, вследствие ничтожности, коррозия со стороны воздуха не учитывалась. Из графика видно, что коррозионная кривая имеет максимум, расположенный на тех участках труб, где при максимальных нагрузках воздухоподогревателя температура металла достигла 700-750 °C. На участках труб, где при тех же нагрузках температура стенки была в



Фиг. 1. Зависимость глубины коррозии стали X25T в продуктах сгорания сланцевого масла от температуры стенки при максимальной нагрузке. Температура продуктов сгорания 650–1100 °C

интервале 800–900 °C, коррозионная кривая имеет минимум. Глубина коррозии при температуре 850 °C около 5 раз меньше, чем при температуре 725 °C. Характерно, что хотя установка работала с максимальной нагрузкой и соответственно при максимальной температуре стенки всего около 30 % времени эксплуатации, зона самой интенсивной коррозии сосредоточена на узком участке длины труб, где, как уже указывалось, температура при максимальной нагрузке доходила до 700–750 °C. Можно предположить, что условия для весьма интенсивной (катастрофической) коррозии возникают лишь при топочных режимах, имеющих место при максимальной или близких к ней нагрузках установки. Схема топки и организации топочного процесса в рассматриваемой установке приведена в [3]. Характерной особенностью здесь является, во-первых, то, что с целью защиты футеровки топочной камеры температура в топке при максимальной нагрузке поддерживалась не выше 1500 °C и, во-вторых, что с целью охлаждения продуктов сгорания перед их входом в трубчатый пучок они разбавлялись холодным воздухом в выходном сечении топки перед смесительной кирпичной решеткой. Наличие коррозионного максимума в диапазоне

700–750 °С характерно, как известно, для сульфатной коррозии, связанной с образованием легкоплавких эвтектик комплексных сульфатов, например  $\text{NaFe}(\text{SO}_4)_2$ ,  $\text{K}_3\text{Fe}(\text{SO}_4)_3$  и др., разрушающих защитную окисную пленку металла.

С целью сопоставления интенсивности коррозии некоторых сталей в среде продуктов сгорания сланцевого масла и выяснения влияния на нее некоторых режимных факторов были проведены стендовые испытания. Длительность опытов на стенде была выбрана 120 часов. Применялись трубчатые образцы диаметром 38 и 32 мм, длиной 10–15 мм, толщиной стенки 1,5 мм. Было проведено две серии опытов при разных режимах, параметры которых приведены в таблице I.

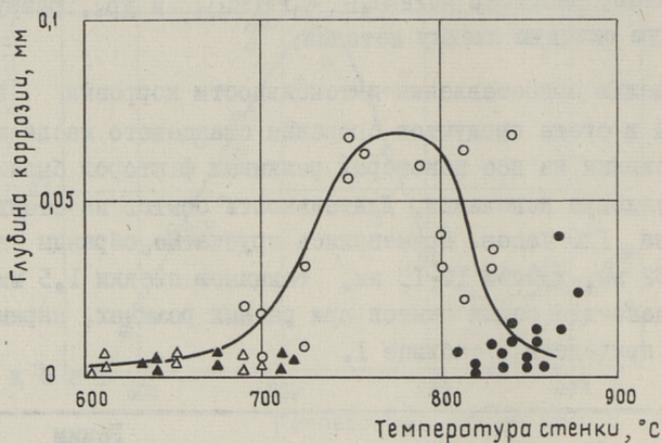
Т а б л и ц а I

Наименование параметра	Режим	
	I	II
Коэффициент избытка воздуха	I,15–I,2	I,5–I,6
Тепловая нагрузка топочного объема, ккал/ч м <sup>3</sup>	41200	32900
Температура газов перед газосходом, °С	1150	1010
Средняя скорость газов, м/сек	7	6,3

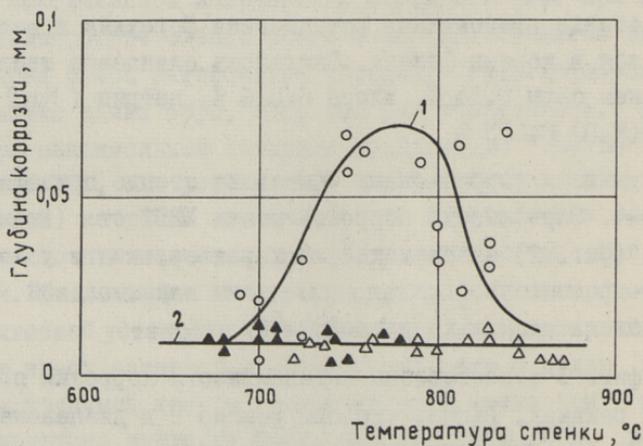
На стенде применялась ротационная форсунка и весь воздух подавался в корень факела. Сжигалось сланцевое масло с содержанием серы 0,34 %, хлора 0,026 %, натрия ( $\text{Na}_2\text{O}$ ) 0,29 %, калия ( $\text{K}_2\text{O}$ ) 0,013 %.

Результаты коррозионных опытов на стенде приведены на фиг. 2–4. Зависимость коррозии стали X25T от температуры стенки (фиг. 2) имеет такой же характер, как в условиях опытно-промышленной установки: зона максимальной коррозии расположена несколько ниже 800 °С.

На фиг. 3 сопоставлены интенсивности коррозии при двух разных режимах. Видно, что при режиме II в диапазоне температур стенки 700–800 °С коррозионный максимум отсутствует. Характер коррозии стали X23H18 почти аналогичен (фиг. 4), хотя величина коррозии больше, чем у стали X25T. Химический состав отложений, собранных с образцов при различных температурах металла при режимах I и II, приведен соответственно в таблицах 2 и 3.

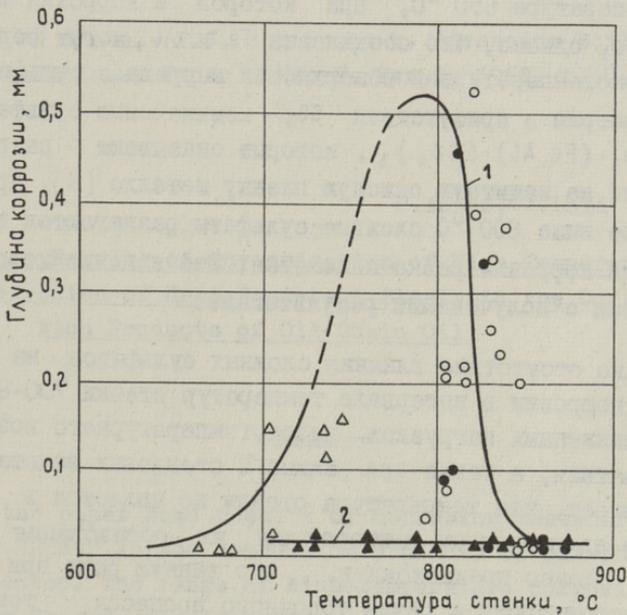


Фиг. 2. Зависимость глубины коррозии стали X25T от температуры стенки. Температура продуктов сгорания:  
 ● - 1140°C, △ - 1020°C, ○ - 990°C, ▲ - 970°C



Фиг. 3. Зависимость глубины коррозии стали X25T от температуры стенки: 1 - режим I; 2 - режим II. Температура продуктов сгорания: ○ - 990°C, △ - 1010°C, ▲ - 910°C

Компонент	Состав, %		
	Температура стенки, °С		
	810	720	650
Na <sub>2</sub> O	30,15	32,02	35,37
K <sub>2</sub> O	3,53	3,90	4,08
SO <sub>3</sub>	47,93	49,39	52,61
Cl	0	0	0
MgO	0,95	0,91	0,56
CaO	2,87	2,59	1,98
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4,85	3,26	1,20
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	9,38	6,36	1,88
SiO <sub>2</sub>	1,66	1,58	0,91



Фиг. 4. Зависимость глубины коррозии стали X23H18 от температуры стенки. 1 - режим I; 2 - режим II.

Температура продуктов сгорания:

● - 1100°С, ○ - 1050°С, △ - 1020°С, ▲ - 1010°С

Т а б л и ц а 3

Компонент	Состав %		
	Температура стенки, °С		
	800	750	700
Na <sub>2</sub> O	38,37	36,06	38,59
K <sub>2</sub> O	2,12	2,02	1,92
SO <sub>3</sub>	53,25	53,85	54,65
Cl	0,02	0,02	0,01

Как видно, основными компонентами отложений являются соединения натрия и серы, по-видимому, в виде сульфата натрия. При этом содержание основных компонентов мало зависит от режима и температуры, за исключением содержания Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> и Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Например, при температуре стенки 810 °С содержание Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> в отложении примерно в 5 раз больше, чем при температуре 650 °С, при которой и коррозия меньше. Известно, однако, что соединения Fe и Al могут образовывать на высокотемпературной поверхности нагрева с сульфатами калия и натрия в присутствии SO<sub>3</sub> комплексные сульфаты (Na, K)<sub>3</sub>·(Fe, Al)·(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>, которые оказывают разрушающее действие на защитную окисную пленку металла [4]. При температуре выше 800 °С сложные сульфаты разлагаются и интенсивность коррозии резко снижается. Это явление хорошо согласуется с полученными результатами.

Однако отсутствие влияния сложных сульфатов на интенсивность коррозии в интервале температур стенки 700–800 °С при пониженных нагрузках высокотемпературного воздухоподогревателя, а также при режиме II стендовых испытаний, показывает, что температура стенки не является в данном случае единственным фактором для их образования и стойкости. Можно предположить, что важную роль при этом играют организация и режим топочного процесса, температура горения и газов и скорость охлаждения продуктов сгорания.

Таким образом, результаты работы позволяют прийти к предварительному выводу, что интенсивность коррозии в зоне

наиболее опасного диапазона температур металла 700-800 °C может быть снижена значительно при помощи режимных факторов.

## Л и т е р а т у р а

1. П.И. А н с о н, Я.П. Л а й д. Стенд для исследования высокотемпературной коррозии жаропрочных сталей в среде продуктов сгорания жидких топлив. Труды ТПИ, серия А, №277, 1969.

2. С.Н. Р о т е н б е р г, К.Н. С л о у щ е р, С.А. Т а г е р, П.И. А н с о н, Ы.Я. Т у п и к и н. Разработка и длительная проверка опытно-промышленного высокотемпературного воздухоподогревателя. "Теплоэнергетика", № II, 1967.

3. П.И. А н с о н, Я.П. Л а й д, А.П. П о о б у с. Наладка теплового режима опытно-промышленного высокотемпературного воздухоподогревателя. Труды ТПИ, серия А, № 290, 1970.

4. G. H o r n, P. J. S t r e e t. Advancing Boiler Steam Conditions. Paper ASME, No. Pwr-1, 1968, p. 7.

P. Anson, J. Laid

### Some Results of Investigation of High-Temperature Corrosion of Heat-Resistant Steels in the Combustion Products of Oil-Shale Oil

#### Summary

In the paper some results of corrosion tests of steels X25T and X23H18 in the combustion products of oil-shale oil are presented. The range of high-temperature corrosion by sulphates depends considerably on the organization and conditions of the burning process. By guaranteeing suitable conditions the range of corrosion in the zone of most dangerous metal temperatures (700 - 800°C) can be considerably decreased.



УДК 621.036.7

А.М. Кузнецов

ВОЗВРАТ ПОТЕРЬ ЭКСЕРГИИ ТУРБИННОЙ  
СТУПЕНИ

В турбинной ступени из-за несовершенства рабочего процесса возникают потери располагаемой энергии. Располагаемая энергия ступени складывается из кинетической энергии входной скорости  $\frac{C_0^2}{2}$  и располагаемого теплопадения  $h_0$ :

$$E = \frac{C_0^2}{2} + h_0 \quad \text{дж/кг.} \quad (1)$$

Величина  $E$  называется располагаемой работоспособностью или располагаемой эксергией ступени. Работа ступени согласно [1] определяется формулой:

$$L_j = \chi_0 \frac{C_0^2}{2} + h_0 - h_c - h_\lambda - h_{bc} - h_{tb} - h_k - h_y \quad \text{дж/кг,} \quad (2)$$

где  $\chi_0$  — коэффициент использования кинетической энергии входной скорости;

$h_c$  — потери в соплах;

$h_\lambda$  — потери на лопатках;

$h_{bc}$  — потери с выходной скоростью;

$h_{tb}$  — потери на трение и вентиляцию;

$h_k$  — потери на выколачивание;

$h_y$  — потери от протечек в уплотнениях ступени.

Во многоступенчатой турбине потери располагаемой эксергии в первых ступенях частично переходят в механическую работу в последующих ступенях и окончательные потери меньше первоначальных. Это подчеркнуто в [2].

С точки зрения дальнейшего превращения в работу все потери в ступени можно разделить на две категории: 1) потеря



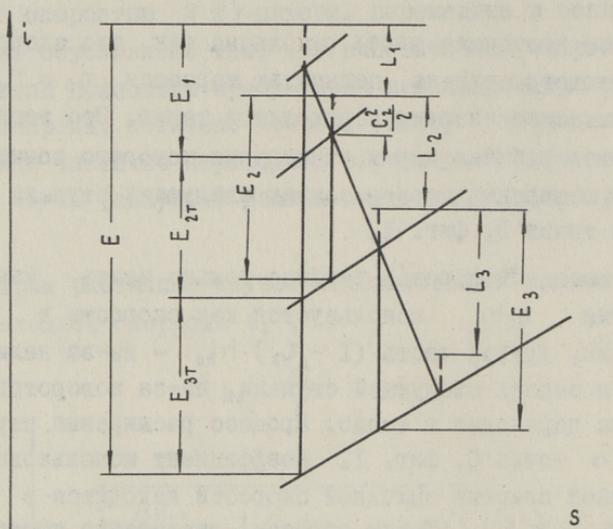
Если проточная часть выполнена так, что скорость пара, покидающего ступень, полностью теряется  $\chi_2 = 0$ , то его кинетическая энергия переходит в тепло. Это тепло воспринимается рабочим паром, энтальпия которого повышается. Процесс расширения пара в соплах следующей ступени начинается из точки В, фиг. 1.

В реальной паровой турбине только часть кинетической энергии  $\chi_2 h_{bc}$  используется как скорость в следующей ступени, другая часть  $(1 - \chi_2) \cdot h_{bc}$  — из-за наличия потерь в соплах следующей ступени, из-за поворотов и т.д. всегда переходит в тепло. Процесс расширения пара начинается с точки С, фиг. 1. Коэффициент использования кинетической энергии выходной скорости находится в пределах  $0 \leq \chi_2 < 1$ . Таким образом, разделение потерь с выходной скоростью на полностью и частично превратимые в работу виды энергии коэффициентом  $\chi_2$  обусловлено вторым законом термодинамики. Некоторые рекомендации по выбору  $\chi_2$  даются в [1, стр. 78 и 213]. Однако точное определение  $\chi_2$  требует экспериментального исследования. Разделение кинетической энергии входной скорости с помощью коэффициента  $\chi_0$  также закономерно. Потеря  $(1 - \chi_0) \frac{C_0^2}{2}$  может быть классифицирована отдельно и может быть включена в состав потерь в соплах  $h_c$ . Потеря располагаемой эксергии ступени, вызванная несовершенством работы сопел, на фиг. 1 обозначена  $h'_c$ .

Потери  $h'_c, h'_a, h'_{тб}, h'_к$  и  $h'_у$  полностью переходят в тепло и частично превращаются в работу в следующих ступенях турбины.

На фиг. 2 показан процесс расширения пара в трехступенчатой турбине. Выходная скорость первой ступени используется во второй, второй — в третьей. Выходная скорость последней ступени теряется.

Располагаемая эксергия любой ступени превращается в работу в данной ступени и во всех последующих до последней включительно. Из-за потерь в данной ступени располагаемая эксергия следующих ступеней возрастает, например,  $E_2 > E_{2т}$ ;  $E_3 > E_{3т}$ , фиг. 2. Работа любой ступени, кроме первой, зависит от потери всех предыдущих ступеней.



Фиг. 2. Рабочий процесс пара в трехступенчатой турбине

Для вывода формулы к.п.д. ступени с учетом возврата потерь примем следующие обозначения:  $z$  - количество ступеней в турбине,  $j$  - номер данной ступени, считая по ходу пара,  $n$  - текущий номер ступени,  $\Delta L_j$  - возврат работы от использования тепла потерь ступени  $j$  во всех последующих ступенях турбины,  $\Delta M_j$  - увеличение работы ступени  $j$  из-за использования потерь всех предыдущих ступеней,  $\Delta E_j$  - увеличение располагаемой эксергии ступени  $j$  из-за потерь в предыдущих ступенях.

Очевидно, что в той ступени будет больше возврата работы  $\Delta M_j$ , где будет больше увеличения располагаемой эксергии  $\Delta E_j$ . Все увеличение эксергии в данной ступени не может быть полностью превращено в работу из-за потерь, которые всегда имеются,  $\Delta E_j > \Delta M_j$ . Коэффициент превращения  $\Delta E_j$  в работу не может быть и слишком низким. Этот коэффициент близок к внутреннему относительному к.п.д. ступени  $\eta_{oi j}$ . Поэтому примем, что

$$\frac{\Delta M_j}{\Delta E_j} = \eta_{oi j} \quad (4)$$

При определении к.п.д. промежуточной ступени  $j$  из работы  $L_j$  нужно вычесть работу, получаемую за счет потерь предыдущих ступеней  $\Delta M_j$  и прибавить работу, получаемую в последующих ступенях из потери ступени  $j$ . Из располагаемой эксергии нужно вычесть увеличение эксергии  $\Delta E_j$ , так как мы вычли  $\Delta M_j$  из работы. Тогда:

$$\eta_{oi j} = \frac{L_j - \Delta M_j + \Delta L_j}{E_j - \Delta E_j} \quad (5)$$

Учитывая формулу (4), из формулы (5) найдем к.п.д. ступени с учетом возврата работы

$$\eta_{oi j} = \frac{L_j + \Delta L_j}{E_j} \quad (6)$$

Отметим, что  $\sum_{n=1}^z (L_n - \Delta M_j + \Delta L_j) = \sum_{n=1}^z L_n$ ,

т.е. равна работе турбины, так как  $\sum_{n=1}^z (-\Delta M_n + \Delta L_n) = 0$ , а  $\sum_{n=1}^z (E_n - \Delta E_n)$  равна располагаемому теплопадению всей турбины.

Отсюда справедливо равенство, показывающее, что среднее значение к.п.д. ступени равно внутреннему относительному к.п.д. турбины.

$$\frac{\sum_{n=1}^z \eta_{oi n} (E_n - \Delta E_n)}{E} = \eta_{oi} \quad (7)$$

где  $E$  - располагаемая эксергия турбины.

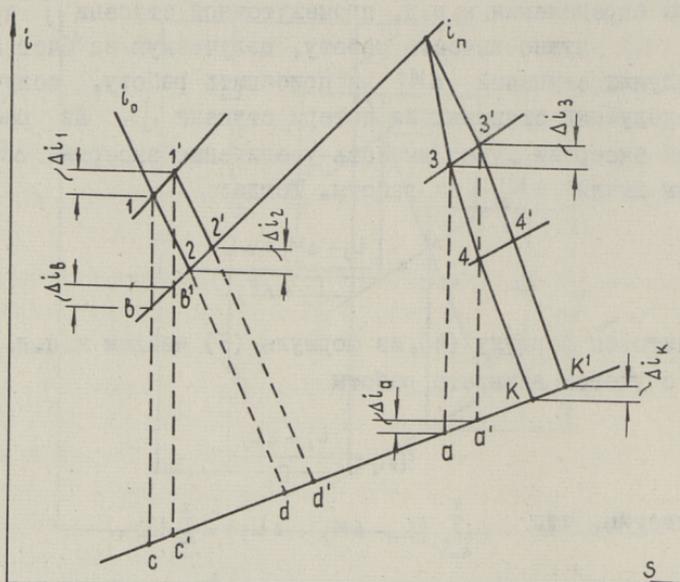
В формуле (5) для первой ступени турбины  $\Delta M_1$  и  $\Delta E_1$  равны нулю, для последней ступени  $\Delta L_z = 0$ .

Возврат работы определяется формулой

$$\Delta L_j = \chi_2 h_{bc} + [(1 - \chi_2) h_{bc} + h'_c + h_\lambda + h_{\tau 8} + h_\kappa + h_\gamma] \eta_j \quad (8)$$

где  $\eta_j$  - коэффициент превращения тепла потерь в работу.

На фиг. 3 показан процесс расширения пара в турбине с промежуточным перегревом и регенеративными отборами 1, 2, 3, 4, ... Для оценки коэффициента  $\eta_j$  вначале рассмотрим схему без регенеративных отборов. Примем, что подвод тепла к рабочему телу в результате дополнительных потерь в про-



Фиг. 3. Рабочий процесс пара в турбине с промежуточным перегревом

точной части произошел по изобаре 3-3'. В дальнейшем все новые значения точек и параметров будем обозначать штрихом. Процесс рассматривания пара после этого идет по линии 3'-к'. Располагаемое теплопадение  $i_3 - i_a$  возросло до  $i_3 - i_a'$ . Угловой коэффициент изобары в  $i_s$ -диаграмме равен:

$$\left(\frac{\partial i}{\partial s}\right)_p = T.$$

Заменяя дифференциалы конечными приращениями, можно записать для подвода тепла  $\Delta i_3 = T \Delta s$  и для отвода тепла  $\Delta i_a = T_k \Delta s$ . Работа в изэнтропийном процессе в результате подвода тепла  $\Delta i_3$  увеличивается на  $\Delta i_3 - \Delta i_a$  и коэффициент превращения тепла  $\Delta i_3$  в работу равен к.п.д. цикла Карно.

$$\eta_k = \frac{\Delta i_3 - \Delta i_a}{\Delta i_3} = 1 - \frac{T_k}{T_3}.$$

В реальном процессе располагаемое теплопадение умножится на внутренний относительный к.п.д. турбины оставше-

гося участка расширения и коэффициент использования тепла будет равен

$$\eta_j = \eta_k \cdot \eta_{oi} \quad (9)$$

Теперь рассмотрим случай, когда тепло потерь подводится до промежуточного перегрева, например, по изобаре I-I'. Располагаемое теплопадение между отборами (изобарами) I-2 возрастает на  $\Delta i_1 - \Delta i_b$  и коэффициент превращения тепла в работу в изоэнтروпийном процессе на этом участке равен:

$$\eta_k = 1 - \frac{T_b}{T_1}$$

В реальном процессе I-2  $\eta_k$  нужно умножить на  $\eta_{oi}$  соответствующего участка.

Повышение энтальпии пара перед промежуточным перегревом на  $\Delta i_2$  вытесняет тепло топлива, идущее на промежуточный перегрев. Принимая расход тепла топлива постоянным, вытесненное тепло промежуточного перегрева можно использовать с к.п.д.  $\eta_o$ , увеличив расход свежего пара. Здесь  $\eta_o$  — внутренний абсолютный к.п.д. турбоустановки, равный отношению внутренней мощности турбин к расходу тепла на турбину.

Для получения наибольшего эффекта от промежуточного перегрева начало последнего выбирают так, что к.п.д. дополнительного цикла 2-2' - d - d' - 2 был бы равен к.п.д. турбоустановку [1,2,3], т.е.

$$\eta_o = \left(1 - \frac{T_k}{T_b}\right) \eta_{oi}$$

В итоге получаем, что тепло  $\Delta i_1$  используется с к.п.д.

$$\eta_1 = \left(1 - \frac{T_k}{T_1}\right) \eta_{oi}, \text{ что соответствует формуле (9).}$$

Рассмотрим влияние регенеративных отборов на коэффициент  $\eta_j$ . Примем, что тепло потерь  $\Delta i_3$  подводится по изобаре 3-3'. Энтальпия пара отбора 3,4 и т.д. повышается. Давления отборов и энтальпии всех потоков воды и дренажей примем постоянными. Тогда с повышением энтальпии отборного пара доли отборов уменьшаются, а недовыработка единицей отборного пара возрастает. Работа 1 кг свежего пара до и после подвода тепла  $\Delta i_3$  соответственно будет равна:

$$H_0 = i_0 - i_2 + i_n - i_k - \alpha_1 (i_1 - i_2 + i_n - i_k) - \alpha_2 (i_n - i_k) - \\ - \alpha_3 (i_3 - i_k) - \alpha_4 (i_4 - i_k) - \dots$$

$$H'_0 = i_0 - i_2 + i_n - i_k - \alpha_1 (i_1 - i_2 + i_n - i'_k) - \alpha_2 (i_n - i'_k) - \\ - \alpha'_3 (i'_3 - i'_k) - \alpha'_4 (i'_4 - i'_k) - \dots$$

Потеря работы составляет:

$$H_0 - H'_0 = [\alpha'_3 (i'_3 - i'_k) + \alpha'_4 (i'_4 - i'_k) + \dots - \alpha_3 (i_3 - i_k) - \\ - \alpha_4 (i_4 - i_k) - \dots] + (1 - \alpha_1 - \alpha_2) (i'_k - i_k). \quad (10)$$

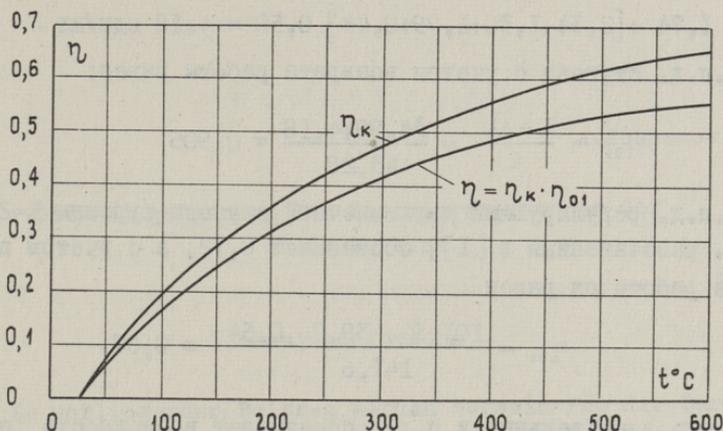
Здесь последнее слагаемое есть потеря работы в виде переданного тепла в конденсаторе.

Потеря работы, перешедшей в тепло на участке  $i_n - i_{3'}$ , составляла  $(1 - \alpha_1 - \alpha_2) \Delta i_3$ . С учетом только этих факторов коэффициент превращения тепла в работу составит

$$\eta_j = \frac{(1 - \alpha_1 - \alpha_2) \Delta i_3 - (1 - \alpha_1 - \alpha_2) \Delta i_k}{(1 - \alpha_1 - \alpha_2) \Delta i_3} = \left(1 - \frac{T_k}{T_3}\right) \eta_{oi}$$

Отсюда следует, что наличие регенеративных отборов выше места потерь работы, переходящих в тепло, не влияет на коэффициент использования этого тепла.

Сумма, взятая в квадратные скобки в формуле (10), представляет увеличение недовыработки отборами ниже места возникновения потерь. Эта недовыработка не большая и компенсируется уменьшением потерь от влажности в последних ступенях турбины, так как процесс смещается вправо, фиг. 3. Например, для турбины К-200-130 при  $\Delta i_3 = 10$  кдж/кг увеличение недовыработки пятью регенеративными отборами ЦВД и ЦСД составляет 0,3 кдж/кг. Уменьшение потерь от влажности составляет 0,28 кдж/кг. Таким образом, формула (9) применима для турбин с регенеративными отборами и для ступеней, расположенных до и после промежуточного перегрева пара. Температуры для определения  $\eta_k$  берутся в изотропийном процессе.



Фиг. 4. Зависимость  $\eta_k$  и  $\eta_j$  от температуры пара в турбине

На фиг. 4 дана зависимость  $\eta_k$  и  $\eta_j$  от температуры пара в турбине при  $T_k = 298^\circ\text{K}$  и  $\eta_{oi} = 0,85$ . Наибольший возврат работы происходит от потерь в первой ступени и наименьший в последней. Поэтому важнее всего стремиться к уменьшению потерь в последних ступенях турбины, в то время как в первых ступенях могут быть некоторые уступки, например: двухвечная регулирующая ступень, увеличение теплового перепада активных ступеней. Такой вывод делается и в [4].

Воспользуемся примером расчета проточной части турбины К-200-130 [1, стр. 223] и покажем различие в к.п.д. пятой ступени без учета и с учетом возврата работы. Располагаемая эксергия ступени равна:

$$E = \frac{C_0^2}{2 \cdot 10^3} + h_0 = 1,68 + 41,6 = 43,28 \text{ кдж/кг.}$$

Работа ступени (использованный перепад с учетом поправки)  $k \cdot h_j = 34,98$  кдж/кг. Внутренний относительный к.п.д. ступени без учета возврата работы равен:

$$\eta_{oi} = \frac{L}{E} = \frac{34,98}{43,28} = 0,708.$$

Средняя температура пара в пятой ступени равна  $442^\circ\text{C}$ . При этой температуре  $\eta = 0,50$  (фиг. 4). Возврат работы подсчитаем по формуле (7) при  $\alpha_2 = 1$ .

$$\Delta L = 1,74 + [2,34 + 1,30 + 1,79 + 0,44] 0,50 = 4,18 \text{ кдж/кг}.$$

К.п.д. ступени с учетом возврата работы равен:

$$\eta_{oi} = \frac{L + \Delta L}{E} = \frac{34,98 + 4,18}{43,28} = 0,905.$$

К.п.д. регулирующий двухвенечной ступени турбины К-200-130, рассчитанный в [1], составляет 0,72, а с учетом возврата работы он равен

$$\eta_{oi} = \frac{101,9 + 39,7 \cdot 0,54}{141,6} = 0,87.$$

Столь значительный к.п.д. показывает возможность применения двухвенечных регулирующих ступеней в крупных турбинах.

Здесь еще нужно отметить, что в [1] к.п.д. промежуточных ступеней определен с учетом возврата работы от использования выходной скорости и без учета возврата потерь, переходящих в тепло.

#### Л и т е р а т у р а

1. А.В. Щегляев. Паровые турбины, Изд. "Энергия", М. 1967.

2. А.И. Андрущенко. Термодинамические расчеты оптимальных параметров тепловых электростанций. Изд. "Высшая школа", М. 1963.

3. Д.Д. Калафати. "Теплоэнергетика", № 3, 1956.

4. В. Трапелъ. Тепловые турбомашин, ГЭИ, 1961.

Die Rückgewinnung der Exergieverluste in der  
Stufenturbine

Zusammenfassung

Im vorliegenden Beitrag werden Formeln für die Berechnung der Rückgewinnung der Arbeit bei Exergieverlusten in Stufenturbinen abgeleitet und der Wirkungsgrad einer Stufe unter Berücksichtigung der Rückgewinnung der Verluste bestimmt. Es wird eine Bewertung des Koeffizienten der Rückgewinnung der Arbeitsverluste durchgeführt unter Berücksichtigung aller realen Faktoren des Wärmeschemas. Die höchste Rückgewinnung der Arbeit findet bei Verlusten in der ersten Turbinenstufe statt. Die Rückgewinnung der Verluste in der letzten Stufe ist gleich 0. Deshalb muß besonders angestrebt werden, die Verluste in den letzten Turbinenstufen möglichst klein zu halten. Es werden Beispiele für die Berechnung des Wirkungsgrades der Zwischenstufe und der zweikränzigen Regelungsstufe angeführt.

## С о д е р ж а н и е

1. И.П. Эпик, А.В. Прикк. О возможности обогащения эстонских горючих сланцев в пылесистеме с ШБМ и центробежным сепаратором. . . . .	3
2. H.-G. Lewandowsky. Untersuchungen zum Ansatzverhalten von Braunkohlenaschen. . . . .	17
3. К.Э. Раур, А.В. Прикк, Л.М. Ыйспуу. Об идеальном сепараторе и оценке работы сепараторов. . . . .	39
4. А.А. Отс, Р.Э. Рандманн. Исследование неизотермичности факела в топках мазутных парогенераторов. . . . .	53
5. П.И. Ансон, Я.П. Лайд. Некоторые результаты исследования высокотемпературной коррозии жаростойких сталей в продуктах сгорания сланцевого масла. . . . .	67
6. А.М. Кузнецов. Возврат потерь эксергии турбинной ступени. . . . .	75







УДК 621.180

Т Е П Л О Э Н Е Р Г Е Т И К А

СБОРНИК СТАТЕЙ XI

УДК 662.771.5:662.67

И.П. Эпик, А.В. Прикк

О возможности обогащения эстонских горючих  
сланцев в пылесистеме с ШБМ и центробежным  
сепаратором (стр. 3 )

Показана возможность обогащения готовой пыли сланцев в пылесистеме с ШБМ и центробежным сепаратором с удалением из пылесистемы некоторой доли неорганической части сланцев с пылью электрофильтра, с пылью второго циклона и с возвратом грубой пыли. Показано, что при размоле в названной пылесистеме минеральная часть сланцев перераспределяется в сторону тонких фракций. При этом в самые тонкие фракции накапливается преимущественно терригенная часть, являющаяся основным носителем калия в данном топливе.

Фигур 5, табл. 2, библи. 7.



УДК 621.180.001.5

Г.Г. Левандовский

Исследование поведения золовых отложений  
бурого угля (стр. 17 )

В статье рассмотрены некоторые факторы, влияющие на рост золовых отложений при сжигании различных сортов бурого угля, добываемого в ГДР. В ней изложены результаты проведенных автором лабораторных опытов. Показывается, какую роль при образовании отложений на поверхностях нагрева играют состав бытовых газов и их температура, температура поверхностей нагрева и состав золы.

Опыты, описываемые данной статьей, помогают распределить испытанные сорта бурого угля по их загрязняющей способности.

Фигур 14, библиографий 10.

УДК 621.359,484:662.67

К.Э. Рапр, А.В. Прикк, Л.М. Ыйспуу

Об идеальном сепараторе и оценке работы  
сепараторов (стр. 39 )

Рассматриваются свойства фиктивного идеального сепаратора, которые могут быть полезными при исследовании реальных сепараторов. Сравнение работ идеального и реального сепараторов дает хороший критерий для оценки эффективности работы реальных сепараторов и позволяет исследовать влияние разных факторов на их работу.

Фигур 5, библиографий 8.

УДК 621.181.7.001.5:536.24

А.А. Отс, Р.Э. Рандманн

Исследование неизотермичности факела в топках мазутных парогенераторов (стр. 53 )

В данной статье приводятся данные о распределении интенсивности излучения факела и температуры газов по глубине топочного пространства мазутных парогенераторов различной конструкции. Определена степень неизотермичности факела в мазутных топках. Выявлено, что с точки зрения интенсификации лучистого теплообмена надо применять топки с угловым расположением форсунок, вызывающие более высокую турбулентность факела.

Фигур 7, библиографий 3, таблиц 2.

УДК 620.193.53

П.И. Ансон, Я.П. Лайд

Некоторые результаты исследования высокотемпературной коррозии жаростойких сталей в продуктах сгорания сланцевого масла

(стр. 67 )

В статье приводятся результаты коррозионных испытаний сталей X25T и X23H18 в среде продуктов сгорания сланцевого масла. Интенсивность сульфатной высокотемпературной коррозии в значительной степени зависит от организации и режима топочного процесса.

При обеспечении соответствующих условий, интенсивность коррозии в зоне наиболее опасного диапазона температур металла 700-800 °С может быть снижена значительно.

Фигур 4, таблиц 3.

А.М. Кузнецов

Возврат потерь эксергии турбинной ступени

(стр. 75 )

В статье выводятся формулы расчета возврата работы от потерь эксергии в многоступенчатой турбине и определения к.п.д. ступени с учетом возврата потерь. Производится оценка коэффициента возврата потерь работы с учетом всех реальных факторов тепловой схемы. Наибольший возврат работы происходит от потерь первой ступени турбины. Возврат потерь последней ступени равен нулю. Поэтому особенно нужно стремиться к минимуму потерь в последних ступенях турбины. Даются примеры расчета к.п.д. промежуточной и двухвенечной регулирующей ступени.

Фигур 4, библиографий 4.



Цена 44 коп.