

Math-Net.Ru

Общероссийский математический портал

Д. Д. Калафати, В. Б. Козлов, Термодинамика циклов со смешением жидкого металла перед МГД-преобразователем, *ТВТ*, 1966, том 4, выпуск 3, 424–428

Использование Общероссийского математического портала Math-Net.Ru подразумевает, что вы прочитали и согласны с пользовательским соглашением <http://www.mathnet.ru/rus/agreement>

Параметры загрузки:

IP: 18.97.14.84

5 декабря 2024 г., 00:26:06



УДК 621.313.12.538.4:621.4

ТЕРМОДИНАМИКА ЦИКЛОВ СО СМЕШЕНИЕМ ЖИДКОГО МЕТАЛЛА ПЕРЕД МГД-ПРЕОБРАЗОВАТЕЛЕМ

Д. Д. Калафати, В. Б. Козлов

В диаграммах Ts построены обратимый и необратимый термодинамические циклы для схемы со смешением однокомпонентного жидкого металла перед МГД-преобразователем. Приведена формула термического к.п.д. обратимого цикла МГД-преобразования и зависимость этого к.п.д. от температур насыщения на входе и выходе из сопла и начальной сухости пара. Получена зависимость электрического к.п.д. действительного цикла от температур насыщения, температуры после охладителя и начальной сухости пара. Выявлено наличие максимума электрического к.п.д. в области малой сухости пара на выходе из реактора. Показано низкое значение общего эксергетического к.п.д. цикла рассматриваемой схемы, главным образом из-за потерь на удар при смешении, в результате чего схема со смешением однокомпонентного рабочего тела перед МГД-преобразователем является малоэффективной. Последнее требует принципиального изменения процесса смешения или самой схемы.

За последнее время все больше внимания уделяется схемам МГД-преобразования с применением жидких металлов в качестве рабочих тел, которые требуют значительно меньших температур, чем в плазменных установках, так как проводимость жидкого металла на несколько порядков выше проводимости плазмы при той же температуре.

Основным вопросом систем МГД-преобразования с жидкометаллическим рабочим телом является осуществление разгона жидкого металла перед МГД-каналом. Эффективность этого процесса в значительной мере определяет к.п.д. цикла установки. Во всех известных в настоящее время схемах процесс разгона жидкого металла предусматривается его частичным парообразованием. Это относится как к однокомпонентным рабочим веществам, так и к двухкомпонентным.

В результате парообразования уменьшается проводимость рабочего тела, из-за чего между соплом и каналом МГД-генератора предусматривается ликвидация паровой фазы. Это осуществляется или конденсацией путем впрыска холодной жидкости перед МГД-преобразователем [1—4], или сепарацией паровой фазы для двухкомпонентных рабочих тел с последующей конденсацией и смешением перед соплом [5]. Принципиальная схема со смешением однокомпонентного жидкометаллического рабочего тела перед МГД-преобразователем [1] представлена на рис. 1.

Представим в координатах Ts сначала обратимый термодинамический цикл МГД-установки рассматриваемой схемы (рис. 2). Поскольку в различных элементах схемы меняется количество рабочего тела, то рассмотрим цикл на килограмм рабочего тела перед соплом. Процессы, составляющие цикл: 44'1 — изобарный нагрев в реакторе; 12 — адиабатное истечение через сопло; 23 — изобарная конденсация паровой фазы. 33* — про-

цесс МГД-преобразования при $T_3 = \text{const}$; 3^*4 — повышение давления в диффузоре. После диффузора поток жидкости разделяется на два: один вновь идет в реактор, а другой поступает в охладитель, где происходит процесс 45 изобарного охлаждения жидкости. Работа цикла изображается площадью $12344'1$. Если бы в контуре охладителя циркулировал также килограмм жидкости, то отведенное тепло выразилось бы площадью $b54cb$; однако количество рабочего тела в этом контуре определяется условием полной конденсации пара в смесителе и зависит от принятой температуры жидкости T_5 после радиатора.

Обозначив количество жидкости в контуре охладителя через u килограммов на килограмм рабочего тела перед соплом, получим в координатах Ts количество отведенного тепла на u кг в охладителе в виде площади $a5'4ca$. Поскольку это же количество тепла должно отводиться при конденсации пара на килограмм рабочего тела перед соплом, то оно выразится равной площадью теплоты конденсации $c32dc$.

Необратимый термодинамический цикл в координатах Ts для рассматриваемой схемы представлен на рис. 3. Необратимые потери эксергии при истечении через сопло изображены площадью $d22^0ed$; потери при смешении двухфазного потока после сопла с холодной жидкостью — площадью $e2^0kfe$; потери в процессе МГД-преобразования — площадью $fklnf$. Перечисленные выше потери эксергии воспринимаются в виде тепла рабочим телом и большая часть их отводится в охладитель, а меньшая поступает в контур реактора и дает возможность несколько снизить его необходимую тепловую мощность.

Из изложенного следует, что рассматриваемый термодинамический цикл МГД-преобразования отличается от цикла паротурбинной установки на влажном паре лишь последовательностью осуществления процессов и начальной сухостью пара. В рассматриваемом цикле процесс конденсации 23 (рис. 3) предшествует процессу отдачи внешней работы 33*, и рабочее тело в МГД-преобразователе находится в жидком состоянии для увеличения проводимости, тогда как в цикле паротурбинной установки процесс конденсации следует после процесса отдачи внешней работы турбиной.

В опубликованных работах по рассматриваемому в статье вопросу имеются попытки найти выражение только действительного к.п.д. циклов МГД-преобразования с жидкометаллическим рабочим телом [2, 5]. В работе [4] проведен анализ внутреннего относительного к.п.д. процесса смешения и действительного к.п.д. цикла всей схемы в целом. Однако такая постановка не позволяет оценивать эффективность самой схемы по сравнению с термодинамически обратимой и производить сравнение эксергетических потерь в различных схемах. В данной статье ставится цель провести анализ обратимого цикла рассматриваемой схемы, найти выражение термического к.п.д., который не зависит от внутреннего относительного к.п.д. отдельных элементов схемы, что покажет предельно достижимую величину, к которой стремится к.п.д. необратимого цикла.

Рассмотрим сначала термический к.п.д. обратимого цикла, когда на выходе из реактора находится жидкость при температуре насыщения, т. е.

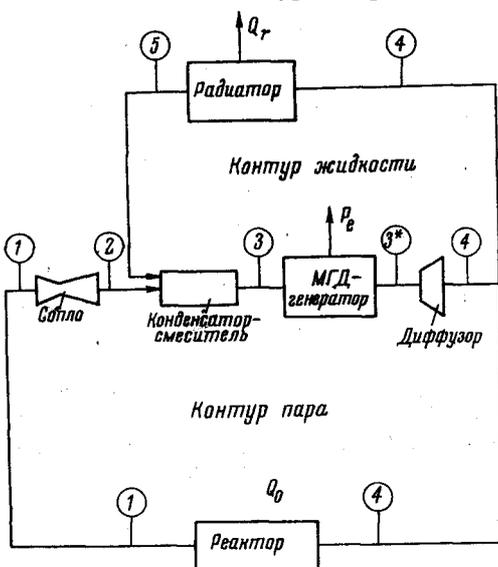


Рис. 1. Принципиальная схема со смешением рабочего тела перед МГД-преобразователем

когда процесс истечения из сопла начинается от пограничной кривой жидкости при $x_1 = 0$. В этом случае при $c_p = \text{const}$ термический к.п.д. цикла

$$\eta_t' = 1 - \frac{Q_r}{Q_0} = 1 - \frac{\ln T_1/T_2}{T_1 - T_2} T_2 = 1 - \frac{T_2}{T_{1\text{cp}}} \quad (1)$$

$$\left(T_{1\text{cp}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln T_1/T_2} \right),$$

где $T_{1\text{cp}}$ — средняя логарифмическая температура подвода тепла к жидкости, °К. Обычно с достаточной степенью точности среднюю температуру подвода тепла к жидкости $T_{1\text{cp}}$ можно представить как среднюю арифметическую

$$T_{1\text{cp}} = (T_1 + T_2) / 2. \quad (2)$$

Тогда, подставляя это значение в формулу (1), получим термический к.п.д. для цикла при $x_1 = 0$

$$\eta_t' = (T_1 - T_2) / (T_1 + T_2). \quad (3)$$

Таким образом, η_t' зависит только от начальной и конечной температур насыщения в цикле. Для установок с кипящим реактором, т. е. с начальной сухостью рабочего тела перед соплом $x_1 > 0$, обозначая отношение количества подведенного тепла для испарения к теплу для нагрева жидкости

$$z = r_1 x_1 / c_p (T_1 - T_2), \quad (4)$$

где r_1 — теплота испарения при верхней температуре цикла, дж/кг ; c_p — изобарная теплоемкость рабочего тела в жидкой фазе, $\text{дж/кг}^\circ\text{К}$, можно представить термический к.п.д. в виде $\eta_t = (\eta_t' + z\eta_t^K) / (1 + z)$, (5)

где η_t^K — к.п.д. дополнительного цикла Карно в двухфазной области для данного интервала температур T_1 и T_2 . Так как всегда $\eta_t^K > \eta_t'$, то $d\eta_t / dz > 0$, и термический к.п.д. цикла растет с ростом z , а следовательно, при равных T_1 и T_2 с ростом $(r_1 x_1 / c_p)$, что обуславливает влияние свойств применяемого рабочего тела на к.п.д. цикла. Ниже приводятся итоги расчета действительного цикла МГД-преобразования, по схеме, данной на рис. 1, с калием в качестве рабочего тела, термодинамические свойства которого принимались по [6]. При расчете были приняты эксергетические к.п.д.: для сопла $\eta_c = 0,95$; МГД-генератора $\eta_r = 0,7$, диффузора $\eta_d = 0,9$ [5]. Скорость входа охлаждающей жидкости в смеситель принималась равной нулю.

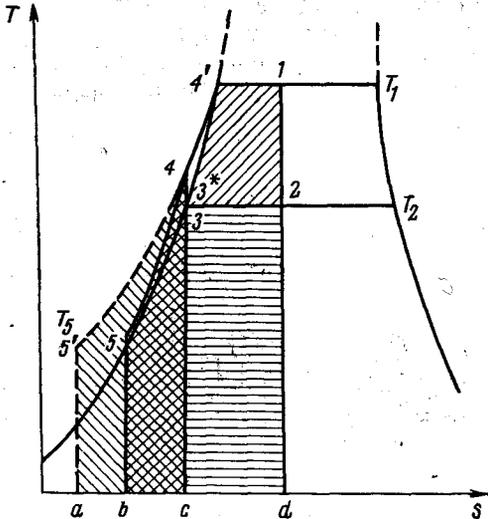


Рис. 2. Обратимый термодинамический цикл в координатах Ts

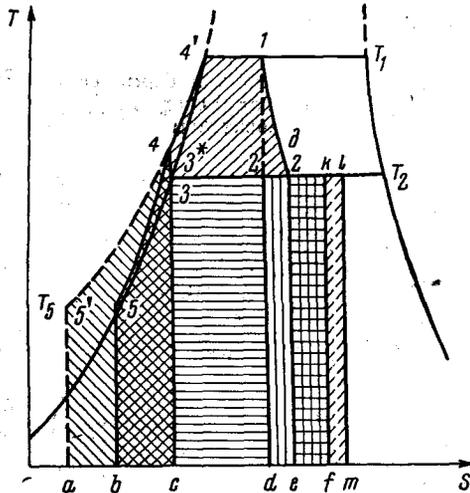


Рис. 3. Необратимый термодинамический цикл в координатах Ts

Скорость на входе в МГД-канал определялась перепадом параметров рабочего тела и процессом смешения с охлаждающей жидкостью до пол-

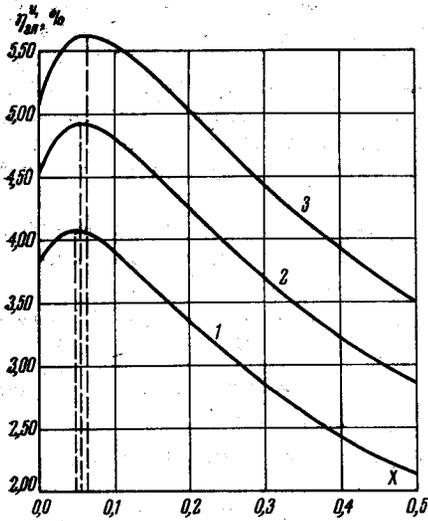


Рис. 4

Рис. 4. Зависимость к.п.д. цикла от сухости на входе в сопло и начальных параметров $t_2 = 700^\circ\text{C}$ ($p_2 = 0,55$ бар); 1 — $t_1 = 1000^\circ\text{C}$, $p_1 = 5,9$ бар; 2 — $t_1 = 1050^\circ\text{C}$, $p_1 = 7,8$ бар; 3 — $t_1 = 1100^\circ\text{C}$, $p_1 = 10,76$ бар

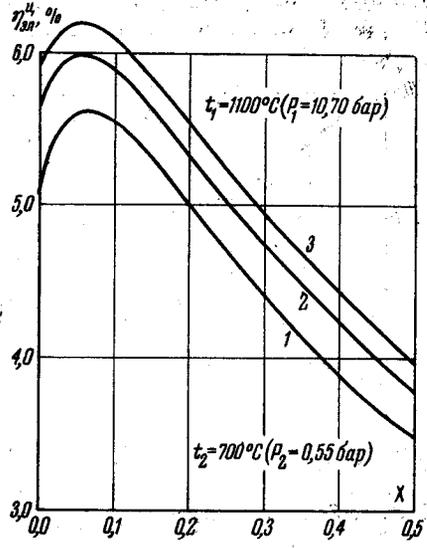


Рис. 5

Рис. 5. Зависимость к.п.д. цикла от сухости на входе в сопло и температуры охлаждения 1 — $t_5 = 400^\circ\text{C}$; 2 — 300°C ; 3 — 200°C

ной конденсации паровой фазы. Конечная скорость на выходе из МГД-канала рассчитывалась из условия восстановления давления в диффузоре до величины на входе в реактор.

Потери давления в реакторе приняты равными 0,7 бар. Процесс в смесителе принимался изобарическим. Скорость после смесителя определялась из условия постоянства количества движения рабочего тела. Эксергетический к.п.д. необратимого процесса смешения двухфазного потока после сопла с охлаждающей жидкостью определяется величиной отношения кинетической энергии 1 + u килограммов жидкого металла на выходе из смесителя к кинетической энергии килограмма рабочего тела на входе. Величина этого эксергетического к.п.д. смесителя получалась от 0,2 при наибольших принятых в расчете значениях T_1 и T_5 до 0,6 при их наименьших значениях. Из сравнения приведенных значений эксергетических к.п.д. элементов схемы видно, что наиболее низкий к.п.д. имеет смеситель, который в значительной мере и определяет общий эксергетический к.п.д. рассматриваемого цикла. Схема была запрограммирована и рассчитана на электронно-вычислительной машине «Урал-2». Разработанная программа позволяла изменять начальную температуру насыщения (давление) пара перед соплом T_1 , сухость пара перед соплом x_1 и конечную температуру жидкости на выходе из охладителя T_5 .

Изменение электрического к.п.д. необратимого цикла при значениях начальной температуры насыщения $t_1 = 1000, 1050$ и 1100°C и сухости на входе в сопло x_1 от 0 до 0,5 при постоянной конечной температуре насыщения $t_2 = 700^\circ\text{C}$ представлено на рис. 4. Для каждого из рассматриваемых интервалов температур в зависимости от начальной сухости получены максимумы значения электрического к.п.д. необратимого цикла в области малых значений начальной сухости $x_1 = 0,07 \div 0,08$, что благоприятно для использования кипящего реактора в одноконтурной схеме и согласуется с результатом, указанным в [1]. С ростом начальной темпе-

ратуры цикла максимум к.п.д. сдвигается в область больших значений начальной сухости. Некоторое повышение электрического к.п.д. при заданных температурах насыщения на входе и выходе из сопла, как видно из рис. 5, может быть достигнуто снижением температуры холодного потока жидкости после охладителя T_5 , однако она ограничивается температурой плавления применяемого рабочего тела и ростом поверхности охладителя, а в случае использования тепла охлаждения в паротурбинной части бинарного цикла снижение температуры T_5 ухудшает эффективность использования этого тепла.

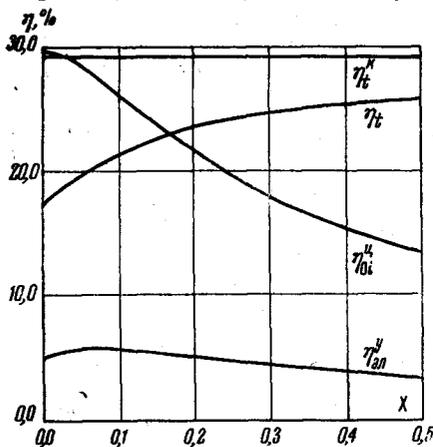


Рис. 6. Зависимость η_t , $\eta_{эл}$ и $\eta_{от}$ от степени сухости на входе в сопло при $x = 0 \div 0,5$

ла был рассчитан при указанных выше условиях и приведен на рис. 4. Отношение электрического к.п.д. действительного цикла к значению его термического к.п.д., найденного при одинаковых параметрах, даст величину общего эксергетического к.п.д. всего цикла и позволяет дать термодинамическую оценку эффективности данной схемы.

Изменение указанных к.п.д. для цикла с температурой насыщения калия на входе и выходе из сопла 1100 и 700° С и температурой холодной жидкости 400° С представлено на рис. 6. Термический к.п.д. цикла непрерывно растет с ростом x_1 и для принятых значений температур достигает 25%, тогда как электрический к.п.д. цикла с ростом x_1 сначала увеличивается от 5,0% до максимального значения 5,6%, а затем падает. Это происходит вследствие снижения общего эксергетического к.п.д. цикла от 29 до 12%, главным образом в результате роста потерь на удар при смешении. Как видно из приведенных данных, термический к.п.д. цикла рассматриваемой схемы МГД-преобразования в принятом интервале температуры достаточно высок, а электрический к.п.д. весьма мал вследствие низкого значения общего эксергетического к.п.д. цикла. Таким образом, рассматриваемая схема со смешением однокомпонентного рабочего тела перед МГД-преобразователем малоэффективна, что требует принципиального изменения процесса смешения или самой схемы. Снижение потерь на удар возможно, например, путем осуществления многоступенчатого смешения [3] или использования схемы с двухкомпонентным рабочим телом со смешением потоков не перед МГД-преобразователем, а перед соплом [5]. Однако термодинамический анализ таких методов требует отдельного исследования.

Энергетический институт
им. Г. М. Кржижановского

Поступила в редакцию
18 VI 1965

ЛИТЕРАТУРА

1. L. L. P rem, W. E. Parkins. III Internat. Symposium on MHD Power Generation. Paris, 1964, p. 63.
2. G. A. Brown, K. S. Lee. III Internat. Symposium on MHD Power Generation. Paris, 1964, p. 60.
3. R. Radebold and a. «Stanstrahlrohr». Paris, 1964, p. 64.
4. Э. Э. Шпильрайн, К. А. Якимович. Теплофизика высоких температур, 3, № 5, 1965.
5. Эллиот. Ракетная техника (русск. пер.), № 6, ИЛ, 1962.
6. М. П. Вукалович, В. Н. Зубарев, Л. Р. Фокин. Теплоэнергетика, № 8, 1962.