

Термодинамическое моделирование накопителя энергии на основе высокотемпературного реверсивного электролизера водяного пара

А. З. Жук, П. П. Иванов и И. А. Липатова

Объединенный институт высоких температур РАН, Ижорская ул., 13, стр.2, Москва
125412, Россия

E-mail: 666zhuk@ihed.ras.ru

Статья поступила в редакцию 5 марта 2024 г.

Аннотация. Проведен термодинамический анализ схем накопителя энергии на основе высокотемпературного реверсивного электролизера водяного пара. Для определения электрической и тепловой мощности электрохимического преобразователя и его рабочей площади используются статистические литературные данные по поляризационному сопротивлению мембранно-электродного блока. В качестве критерия оценки экономической эффективности накопителя энергии используется добавленная стоимость возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии. В формирование этого критерия, наряду с характеристиками электрохимического преобразователя, вносят существенный вклад объемы хранения водорода и кислорода, мощность компрессоров для закачки газов в хранилища, а также учет утилизации тепла охлаждения газов до температуры их хранения. Показано, что при максимально возможном охлаждении газов перед закачкой в хранилища добавленная стоимость возвращаемого накопителем киловатт-часа на 20% меньше, чем в случае хранения газов при рабочей температуре электрохимического преобразователя. <https://doi.org/10.33849/2024406>

1. ВВЕДЕНИЕ

Неравномерность графика нагрузки энергосистем постоянно возрастает в связи с повышением комфорта потребления и вовлечением в оборот источников возобновляемой энергии — ветра и солнца. Для покрытия суточных пиков потребления в активе энергосистем имеются практически только гидроаккумулирующие электростанции (ГАЭС). На подходе CAES (Compressed Air Energy Storage), которые на русской почве могли бы называться воздухоаккумулирующими электростанциями (ВАЭС). Установки для электролиза воды с использованием дешевой электроэнергии в период спада нагрузки энергосистемы, дополненные преобразователями химической энергии водорода в электричество для снятия пиков нагрузки, представляют собой газоаккумулирующую электростанцию. Электролиз воды, как способ хранения электроэнергии путем ее преобразования в энергоноситель, допускающий экономически эффективное хранение в больших объемах, является самым коммерциализированным процессом в рамках широко обсуждаемого в настоящее время процесса PtG (Power-to-Gas). Однако обратное преобразование энергии водорода в электричество с помощью газовых турбин или топливных элементов до сих пор считалось довольно дорогим, при действующих высоких ценах на рынке водорода. Ситуация меняется с появлением реверсивных установок PtG, которые связывают рынки водорода и электроэнергии, и способны производить, в зависимости от потребности, или электроэнергию, или водород на одном и том же оборудовании [1].

По сравнению с реверсивными низкотемпературными щелочными и твердо-оксидными электролизерами, которые находятся в начальной стадии коммерциализации, высокотемпературный реверсивный электролизер (ВТ РЭЛ, в иностранной литературе RSOC — Reversible Solid-Oxide Cell) находится на гораздо более низкой ступени коммерциализации, но превосходит их по суммарной эффективности преобразования — 60–80% против 40–50% [2]. Это ожидаемо, так как стандартная разность потенциалов, создаваемая реакцией между водо-

родом и кислородом при температуре 25 °C составляет $E_0 = 1.185$ В, в то время как при температуре 800 °C она равна всего лишь 0.977 В (расчет по данным ИВТАНТЕРМО [3]).

За прогрессом в развитии ВТ РЭЛ можно следить по величине поляризационного сопротивления мембранно-электродного блока, которую экспериментаторы публикуют в явном виде, или которую можно получить из его вольтамперной характеристики. В литературе она обозначается как поляризационное сопротивление R_{AS} (area-specific resistance), размерностью Ом·см². Литературные данные о величине поляризационного сопротивления твердо-оксидного топливного элемента (SOFC, Solid Oxide Fuel Cell), твердо-оксидного электролизера (SOEC, Solid Oxide Electrolysis Cell) и реверсивного электролизера RSOC из источников [4–21] представлены на рисунке 1 в виде функции $R_{AS} = f(Y)$, где $Y = Ref - 2000$, Ref — год публикации. Тип маркеров позволяет различать рабочую температуру в соответствующем эксперименте. Линия тренда проведена по точкам с наиболее частой температурой 800 °C. Она описывается формулой: $R_{AS} = -0.0268 \cdot (Ref - 2000) + 0.6769$. Для 2021 года эта формула дает 0.114 Ом·см². Именно эта цифра принята за основу в расчетах настоящей работы вместе с рабочей температурой 800 °C.

Некоторые из значений R_{AS} , использованные на рисунке 1, получены в режиме топливного элемента (FC, Fuel Cell), другие — в режиме электролизера (EC, Electrolysis Cell), третьи представлены одинаковыми в обоих режимах. Случаи, когда цифры в двух режимах неодинаковы, приведены в таблице 1. Как правило, поляризационное сопротивление в режиме FC меньше, чем в режиме EC. Только последняя строчка таблицы 1 слегка нарушает это правило. Источники, представленные в таблице 1, дают относительно более богатую информацию о вольтамперных характеристиках режимов FC и EC, и среди этих источников третья строчка ([16]) показывает цифры R_{AS} , наиболее близкие к статистической величине 0.114, полученной выше.

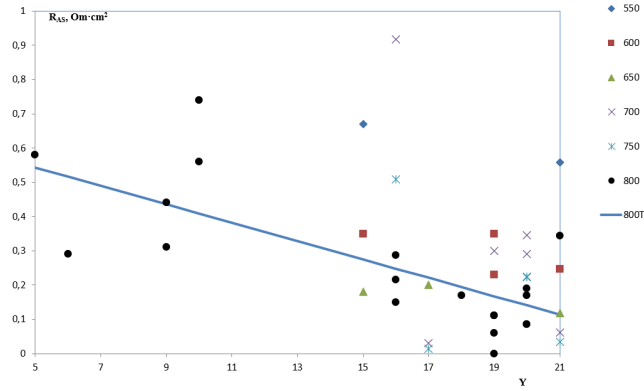


Рисунок 1. Поляризационное сопротивление R_{AS} по годам публикации Ref ($Y = Ref - 2000$) [4–21]. По маркерам можно судить о рабочей температуре экспериментов ($^{\circ}C$).

Таблица 1. Величина поляризационного сопротивления R_{AS} из литературных источников для RSOC в режиме топливного элемента (SOFC) и электролизера (SOEC).

Литература	Год	SOFC	SOEC
[6]	2009	0.31	0.44
[7]	2010	0.56	0.74
[16]	2019	0.11	0.13
[18]	2020	0.19	0.17

Поэтому в настоящей работе в расчетах использованы следующие данные 2019 года [16]: $R_{AS} = 0.11 \text{ Ом}\cdot\text{см}^2$ в гальваническом режиме (в режиме разряда, SOFC) и $R_{AS} = 0.2 \text{ Ом}\cdot\text{см}^2$ в электролизном режиме (SOEC).

В состав ВТ РЭЛ, помимо электрохимической установки, входят теплообменники, компрессоры и сепараторы. Поэтому к моделированию ВТ РЭЛ приходится подходить как к сложной энергетической системе с электрохимическими и тепловыми процессами.

Целью настоящей работы является анализ технико-экономической эффективности системы хранения электроэнергии на основе высокотемпературного реверсивного электролизера на примере термодинамической модели, предусматривающей оптимизацию температуры хранения энергоносителя, с использованием критерия добавленной стоимости возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии [22].

2. МОДЕЛИРОВАНИЕ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОГО РЕВЕРСИВНОГО ЭЛЕКТРОЛИЗЕРА

Высокотемпературный электролизер отличается от низкотемпературного тем, что продукт окисления находится в газовой фазе (пар), и его трудно отделить от топлива, поэтому в хранилище поступает не водород, а пароводородная смесь. Процесс зарядки (электролизный режим) выглядит как обогащение хранилища водородом, а процесс разряда (гальванический режим) — как обеднение смеси — концентрация водорода снижается. Формулу для разности потенциалов при нулевом токе с учетом переменных парциальных давле-

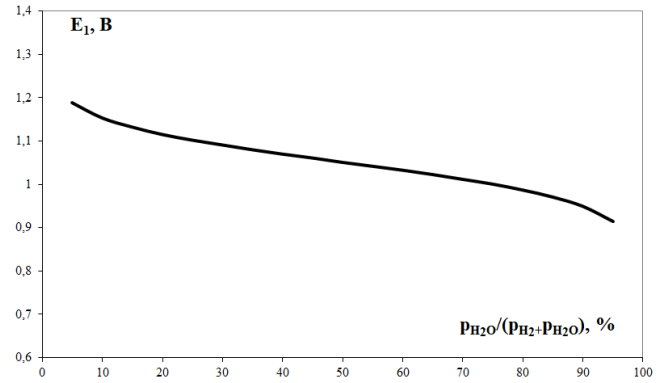


Рисунок 2. Зависимость разности потенциалов E_1 , создаваемой реакцией электрохимического окисления водорода при нулевом токе от разбавления продуктом реакции.

ний в пароводородной смеси можно написать с помощью уравнения Нернста [23]:

$$E_1 = E_0 \eta_0, \quad \text{где } \eta_0 = 1 + \frac{RT}{2FE_0} \ln \frac{P_{H_2} \sqrt{P_{O_2}}}{P_{H_2O}}, \quad (1)$$

E_0 — стандартная разность потенциалов, создаваемая реакцией между водородом и кислородом, P_{H_2} и P_{H_2O} — парциальные давления водорода и пара в анодном потоке, P_{O_2} — давление кислорода на катоде, R — газовая постоянная, T — температура, F — число Фарадея.

Зависимость разности потенциалов E_1 от парциального давления пара в пароводородной смеси при температуре $800^{\circ}C$ и давлении кислорода 5 МПа представлена на рисунке 2. Предельные мольные доли водорода и пара в смеси, равные предельным отношениям их парциальных давлений, приняты для расчетов в диапазоне 0.05–0.95, чтобы остаться в пределах 10-процентного отклонения E_1 от среднего. Для получения среднего за время зарядки или разряда значения E_1 надо положить, по-видимому, $P_{H_2} = P_{H_2O}$.

Напряжение электрохимической реакции определяется разностью потенциалов и заданным коэффициентом нагрузки k :

$$U = kE_1. \quad (2)$$

Плотность генерируемого при этом тока можно определить через поляризационное сопротивление R_{AS} :

$$i = E_1(1 - k)/R_{AS}. \quad (3)$$

После этого легко определить удельную (на единицу площади) мощность электрохимического генератора:

$$W_0 = U_1 = k(1 - k)E_1^2/R_{AS}. \quad (4)$$

Пусть мощность установки в гальваническом режиме будет равна $P_0 = 1 \text{ МВт}$ в качестве элемента исходных данных. Тогда площадь рабочей поверхности мембранно-электродного узла определится как:

$$S = P_0/W_0. \quad (5)$$

Имея в виду, что плотность мольного расхода водорода связана с плотностью тока соотношением:

$$J_0 = i_0 / (2F) \quad (6)$$

легко получить полное количество молей водорода для работы установки в течение H_0 часов пика нагрузки:

$$M_{H_2} = J_0 S H_0. \quad (7)$$

В соответствии с формулой электрохимической реакции окисления водорода молей кислорода необходимо $M_{H_2}/2$. В гальваническом и электролизном режимах установки количество молей водорода и водяного пара будет изменяться в диапазоне от минимального значения $0.05M_\Sigma$ до максимального — $0.95M_\Sigma$ при их неизменном суммарном количестве $M_\Sigma = M_{H_2}/0.9$. Электролизный режим (режим зарядки установки топливом), может длиться дольше, чем гальванический ($H_1 > H_0$), при меньшей плотности тока:

$$i_1 = 2FM_{H_2}/(SH_1). \quad (8)$$

Удельная мощность в электролизном режиме:

$$W_1 = (E_1 + R_{AS}i_1)i_1. \quad (9)$$

Значение поляризационного сопротивления R_{AS} в электролизном режиме может совпадать с соответствующим значением в гальваническом режиме или отличаться от него. Здесь, в соответствии с проведенным выше анализом литературных данных, используется чуть большее значение $0.2 \text{ Ом}\cdot\text{см}^2$ (в гальваническом режиме — 0.11) (таблица 1). Мощность установки в электролизном режиме равна:

$$P_1 = W_1 S. \quad (10)$$

Далее, мы будем определять суммарный КПД ВТ РЭЛ с учетом мощности компрессоров и турбин на основе теплового расчета схемы в соответствии с законами сохранения массы и энергии.

3. СХЕМА ГАЗОАККУМУЛИРУЮЩЕГО НАКОПИТЕЛЯ ЭНЕРГИИ С ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНЫМ РЕВЕРСИВНЫМ ЭЛЕКТРОЛИЗЕРОМ

На рисунке 3 представлен один из простейших вариантов расчетной схемы накопителя энергии с высокотемпературным реверсивным электролизером.

В гальваническом режиме (SOFC) топливо и окислитель поступают в ВТ РЭЛ самотеком — пароводородная смесь по линии 6-2, а кислород — по линии 5-3. Рабочее давление электрохимического преобразователя (ЭХП) — 2.5 МПа (характерное давление для получения электролизного водорода [24]), давление в газгольдерах — 10 МПа . Продукт электрохимической реакции, водяной пар, закачивается компрессором по линии 1-8-9 в хранилище. Для постоянства температуры в хранилище пар перед сжатием должен быть предварительно охлажден.

В электролизном режиме (SOEC) пар с примесью водорода по линии 9-1 самотеком поступает в ЭХП, а продукты электролиза — кислород и водород с примесью пара — после предварительного охлаждения закачиваются в соответствующие хранилища.

Параметры рабочих тел в меченых точках схемы рисунка 3 в гальваническом и электролизном режимах приведены в таблице 2. Для расчета схемы использованы следующие исходные данные:

- длительность гальванического режима, H_0 : 4 часа [22];
 - длительность электролизного режима, H_1 : 7 часов [22];
 - мощность ЭХП в гальваническом режиме, P_0 : 1 МВт;
 - давление в газгольдерах: 10 МПа;
 - адиабатический КПД компрессоров: 0.85.
- В том числе исходные данные для расчета ЭХП:
- рабочая температура: 800°C ;
 - рабочее давление: 2.5 МПа ;
 - поляризационное сопротивление (SOFC): $0.11 \text{ Ом}\cdot\text{см}^2$;
 - поляризационное сопротивление (SOEC): $0.2 \text{ Ом}\cdot\text{см}^2$;
 - коэффициент нагрузки (k): 0.75.

В электролизном режиме ЭХП потребляет $P_1 = 959.8 \text{ кВт}$, кислородный компрессор — $P_{O_2} = 22.7 \text{ кВт}$, водородный компрессор — $P_{H_2} = 50.6 \text{ кВт}$. Сбрасывается 101 кВт тепла с довольно высоким потенциалом. Утилизация этого тепла в простом цикле Ренкина с параметрами острого пара 1000 К и 15 МПа , с давлением в конденсаторе 0.01 МПа и с КПД турбины 85% позволяет получить $P_{CH} = 38.6 \text{ кВт}$.

В гальваническом режиме ЭХП вырабатывает $P_0 = 1000 \text{ кВт}$, компрессор потребляет $P_W = 88.6 \text{ кВт}$. Сбрасывается 783.5 кВт тепла, которое при утилизации в цикле Ренкина с указанными выше параметрами дает $P_{DIS} = 299.2 \text{ кВт}$ электроэнергии.

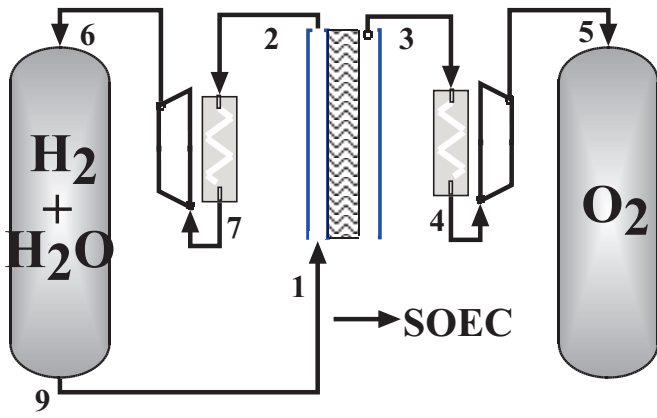
Суммарный КПД преобразователя для рассматриваемой схемы вычисляется по формуле (11), где в числителе стоит произведение суммарной мощности в гальваническом режиме на его длительность, а в знаменателе — произведение суммарной мощности в электролизном режиме на его длительность:

$$\eta = \frac{H_0(P_0 - P_W + P_{DIS})}{H_1(P_1 - P_{O_2} - P_{H_2} + P_{CH})}, \quad (11)$$

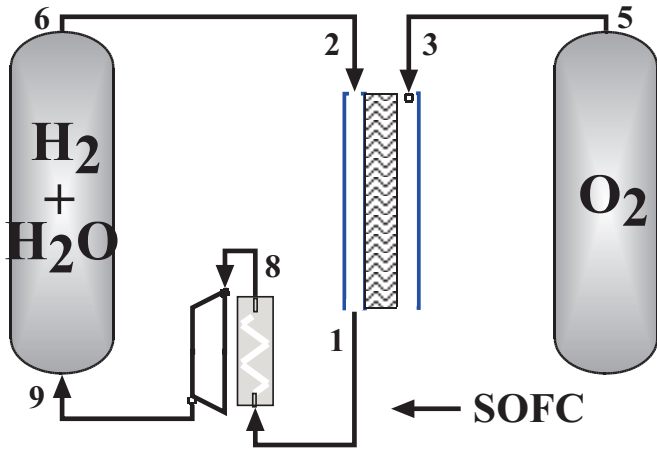
- где H_0 = длительность гальванического режима,
 H_1 = длительность электролизного режима,
 P_0 = мощность установки в гальваническом режиме,
 P_W = мощность компрессора,
 P_{DIS} = утилизация тепла в гальваническом режиме,
 P_1 = мощность установки в электролизном режиме,
 P_{O_2} = мощность кислородного компрессора,
 P_{H_2} = мощность водородного компрессора,
 P_{CH} = утилизация тепла в электролизном режиме.

4. КРИТЕРИЙ ОЦЕНКИ

Удобным критерием оценки работы накопителя энергии в энергосистеме представляется добавленная



(a)



(b)

Рисунок 3. Расчетная схема накопителя энергии с высокотемпературным реверсивным электролизером для (a) — электролизного (SOEC) и (b) — гальванического (SOFC) режимов.

Таблица 2. Параметры рабочих тел в меченых точках схемы рисунке 3 для гальванического (SOFC) и электролизного (SOEC) режимов.

Позиция на рисунке	SOFC			SOEC		
	p, МПа	T, К	G, кг/с	T, К	G, кг/с	
1	2.5	1073	0.07177	1073	0.1256	
2	2.5	1073	0.01168	1073	0.02045	
3	2.5	1073	0.06008	1073	0.1051	
4	2.5	720.8	0.06008		0	
5	10	1073	0.06008	1073	0.1051	
6	10	1073	0.01168	1073	0.02045	
7	2.5	726.6	0.01168		0	
8	2.5		0	726.6	0.1256	
9	10	1073	0.07177	1073	0.1256	

стоимость возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии [22]. Процедура вычисления этого критерия изложена ниже. Полная стоимость электрохимического накопителя T_{CC} (total capital cost) складывается из трех составляющих: стоимости преобразователя C_{PC} (power convertor), хранилища C_{SU}

(storage unit) и вспомогательного оборудования C_{BOP} (balance of plant):

$$T_{CC} = C_{PC} + C_{SU} + C_{BOP}. \quad (12)$$

Стоимость преобразователя:

$$C_{PC} = C_{PSU} P_0. \quad (13)$$

Удельная стоимость преобразователя C_{PSU} складывается из стоимости электрохимического преобразователя C_{mem} и компрессорной группы ΣC_{comp} , необходимой для закачки газов в газохранилища:

$$C_{PSU} = C_{mem} + \Sigma C_{comp} \quad (14)$$

Здесь C_{mem} сопоставляется со стоимостью преобразователя SOFC, равной 540 \$/кВт при плотности мощности 2.9 кВт/м² (1566 \$/м²) [25]:

$$C_{mem} = 1566 \Sigma S_{mem} P_0, \quad (15)$$

где S_{mem} — рабочая площадь преобразователя.

Стоимость компрессоров C_{COMP} и турбин C_{TURB} определяются с помощью соответствующих удельных стоимостей 54 и 72 \$/кВт из [26]:

$$C_{COMP} = 54 P_{COMP}, \quad (16)$$

$$C_{TURB} = 72 P_{TURB}, \quad (17)$$

Стоимость хранилища:

$$C_{SU} = \frac{S_{UCU} P_0 H_0}{\eta}, \quad (18)$$

где η — суммарный КПД преобразования, S_{UCU} — удельная стоимость.

По поводу удельной стоимости хранилища предполагается, что приведенная в [27] величина 120 \$/кВт·ч соответствует физической реальности проекта [28].

Это предположение позволяет определить удельную стоимость хранилища как 2115.6 \$/м³. В работе [29] приведены зависимости стоимости вертикальных емкостей на давление 0.2 и 1.135 МПа от объема. Их экстраполяция на давление 10 МПа (как принято и в [28], и в настоящей работе) дает формулу стоимости газохранилища в зависимости от его объема V_{OL}

$$C_{VOL} = 13202 V_{OL}^{0.453}, \quad (19)$$

что дает одинаковый результат с формулой $C_{VOL} = 2115.6 V_{OL}$ при объеме 30 м³. В настоящей работе вклад газохранилища в капиталовложения оценивается формулой:

$$S_{UCU} = \frac{13202 V_{OL}^{0.453}}{P_0 H_0}. \quad (20)$$

Объем хранилища для конкретного газообразного рабочего тела V_i определяется по формуле:

$$V_i = \frac{G_i^{mol} \mu_i}{\rho_i^{10} - \rho_i^0}, \quad (21)$$

где μ_i — молекулярный вес, ρ_i^{10} и ρ_i^0 — плотность газа при параметрах хранения и в преобразователе, G_i^{mol} — количество молей газа для работы с мощностью P_0 в течение H_0 часов. В стационарной модели накопителя можно написать:

$$G_i^{mol} = H_0 M_i^{mol}, \quad (22)$$

где M_i^{mol} — мольный расход газа (моль/с). Стоимость вспомогательного оборудования:

$$C_{BOP} = B_{OPU} P_0 H_0, \quad (23)$$

где B_{OPU} — удельные общестанционные расходы.

Энергия, возвращенная накопителем энергии за год, равна:

$$A_{EP} = P_0 n H_0 D_y, \quad (24)$$

где P_0 — мощность в режиме разряда, n — число включений за день, H_0 — длительность включения, D_y — число дней использования накопителя за год.

Постоянная составляющая эксплуатационных расходов предполагается пропорциональной мощности:

$$O_{MC} = O_{Mf} P_0, \quad (25)$$

где O_{Mf} — принятая экономическая константа.

Годовые отчисления от капиталовложений вычисляются по формуле:

$$A_C = T_{CC} C_{RF}, \quad \text{где } C_{RF} = \frac{i_r(1+i_r)^y}{(1+i_r)^y - 1}, \quad (26)$$

i_r — годовая процентная ставка, y — число лет использования накопителя, срок службы.

Таким образом, добавленная стоимость возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии равна:

$$C_{OE} = \frac{A_C + O_{MC}}{P_0 n H_0 D_y}. \quad (27)$$

В настоящей работе эта экономическая модель была использована при следующих исходных данных из [22], принятых как константы:

$$B_{OPU} = 23 \text{ US\$}/kWh,$$

$$O_{Mf} = 7.5 \text{ US\$}/kW,$$

$$n = 2,$$

$$D_y = 250,$$

$$i_r = 0.077,$$

$$y = 30.$$

Определенный здесь критерий оценки работы накопителя энергии в энергосистеме в виде добавленной стоимости возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии приведен в таблице 3 в колонке А для рассмотренной в предыдущем разделе схемы накопителя энергии с высокотемпературным реверсивным электролизером совместно с параметрами, от которых зависит этот критерий. В таблице предусмотрен дополнительный столбец Б для варианта схемы с низкотемпературными газгольдерами, который рассмотрен ниже. Есть основания предполагать, что снижение температуры хранения газов может дать положительный эффект

Таблица 3. Добавленная стоимость возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии и определяющие ее параметры.

	А	Б
1 Добавленная стоимость возвращаемого кВт ч, \$/кВт·ч	0.0211	0.01826
2 Суммарный КПД преобразователя	69.5	65.71
ЭЛЕКТРОЛИЗНЫЙ РЕЖИМ		
3 Мощность ЭХП, кВт	959.8	951.7
4 Мощность компрессоров, кВт	162	29.1
5 Мощность турбины, кВт	38.6	−123.2
ГАЛЬВАНИЧЕСКИЙ РЕЖИМ		
6 Мощность ЭХП, кВт	1000	1000
7 Мощность компрессоров, кВт	88.6	0
8 Мощность турбины, кВт	299.2	269.3
9 Объем водородного хранилища, м ³	125	49.9
10 Объем кислородного хранилища, м ³	56.3	24.6

из-за снижения объемов газгольдеров и экономии энергии на привод компрессоров.

5. ОПТИМИЗАЦИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ ХРАНЕНИЯ ГАЗОВ

Схема накопителя, приведенного на рисунке 3, представляется простой и естественной, потому что в гальваническом режиме топливо и окислитель поступают в ЭХП при рабочей температуре из хранилищ, где они при этой температуре и хранятся. Однако это преимущество схемы иллюзорно, потому что нормально построенной схеме без серьезного турбокомпрессорного оборудования не обойтись. И если перед закачкой газов в хранилища их все рано надо предварительно слегка охлаждать, то почему бы не охлаждать их по максимуму, до 300 К, до температуры окружающей среды, как это сделано в подобной схеме в работе [6].

В этом случае температура хранения газов может быть чуть выше 470 К, в соответствии с температурой на выходе из компрессора при сжатии с 2.5 до 10 МПа, а воду можно практически полностью выморозить из топливной смеси и для простоты пренебречь расходами на сжатие и хранение воды. Схемы для гальванического (SOFC) и электролизного (SOEC) режимов представлены на рисунке 4. Параметры рабочих тел в меченых точках схемы рисунка 4 представлены в таблице 4 для электролизного и гальванического режимов.

Особенностью режимов, представленных в таблице 4, является поступление реактантов в электрохимический преобразователь при температуре ниже рабочей. Это значит, что реактант подогревается внутри ячейки за счет вырабатываемого тепла. Можно утверждать также, что ячейка охлаждается реактантом, т.е. является ячейкой внутреннего охлаждения. Закон сохранения энергии не нарушается, а внутренняя конструкция ячейки на этом уровне рассмотрения игнорируется. В таблице 3 в колонке Б представлены экономические и технические характеристики этого варианта по аналогии с предыдущим вариантом А.

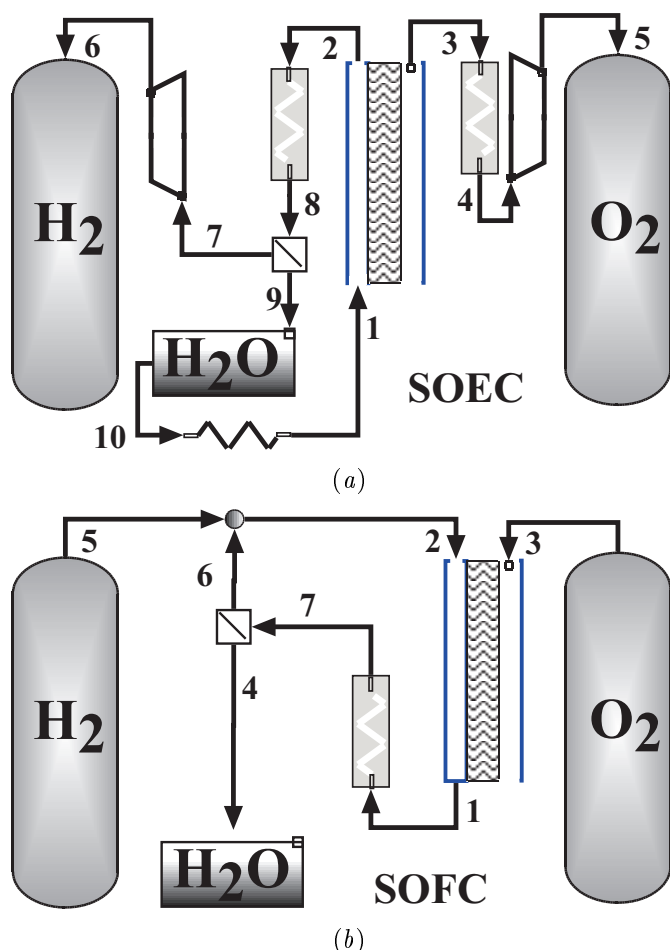


Рисунок 4. Расчетные схемы накопителя энергии с низкотемпературными газгольдерами для (a) — электролизного (SOEC) и (b) — гальванического (SOFC) режимов.

Таблица 4. Параметры рабочих тел в меченых точках схемы на рисунке 4 для электролизного (SOEC, слева) и гальванического (SOFC, справа) режимов.

№	p, МПа	T, К	G, кг/с	№	p, МПа	T, К	G, кг/с
1	2.5	1038	0.07077	1	2.5	1073	0.1126
2	2.5	1073	0.01106	2	2.5	469.6	0.014
3	2.5	1073	0.05971	3	10	472.6	0.1045
4	2.5	300	0.0597	4	2.5	300	0.1119
5	10	472.6	0.0597	5	10	478.1	0.01333
6	10	478.1	0.007619	6	2.5	300	0.00067
7	2.5	300	0.007619	7	2.5	300	0.1126
8	2.5	300	0.01106				
9	2.5	300	0.003441				
10	2.5	300	0.7077				

Сравнение колонок А и Б таблицы 3, т.е. сравнение вариантов схемы с высоко- и низкотемпературным хранением газов, приводит к выводу о несомненном преимуществе низкотемпературного хранения. Экономический критерий, добавленная стоимость возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии, меньше на 20%. Объемы газгольдеров для хранения водорода и кислорода сокращаются в 2 с половиной раза, не говоря уже

о том, что их тепловая изоляция должна быть рассчитана не на 1073 К, а всего лишь на 470 К с небольшим. В гальваническом режиме при сравнимой мощности утилизационной паровой турбины отсутствуют затраты на компрессор.

Очень непривычен для энергетической установки электролизный режим. Тепла, вырабатываемого электролизером, а также получаемого за счет охлаждения газов перед сжатием, недостаточно для испарения воды из хранилища и для нагрева водяного пара до 1073 К, до рабочей температуры процесса электролиза. Приходится ставить электрический кипятильник. Из таблицы 4 видно, что мощность этого кипятильника — 123.2 кВт. Это число стоит в ячейке, где должна быть мощность утилизационной турбины. Суммарный КПД преобразования при этом уменьшается менее чем на 4% (по сравнению с вариантом А). Все оправдывается полуторным снижением добавленной стоимости возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии.

6. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Проведено термодинамическое моделирование газоаккумулирующей электростанции на основе реверсивного твердооксидного электролизера для поддержания пиковой нагрузки энергосистемы длительностью 4 часа.

Рассмотрены два варианта хранения водорода и кислорода в газгольдерах на 10 МПа: при рабочей температуре электрохимической реакции 1073 К и при температуре адиабатического сжатия после охлаждения до 300 К. Во втором варианте анодный газ после электролизера удается достаточно полно разделить на водород и воду. Несмотря на то, что в режиме электролиза для подготовки рабочего тела нужной температуры приходится тратить электроэнергию, добавленная стоимость возвращаемого накопителем киловатт-часа электроэнергии у варианта с низкотемпературным хранением газов оказывается на 20% меньше.

БЛАГОДАРНОСТИ

Работа выполнена при поддержке Министерства науки и высшего образования Российской Федерации (Государственное задание № 0075-00270-24-00).

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- Glenk G and Reichelstein S 2022 *Nature communications* **13** 2010
- Wang Y, Leung D Y, Xuan J and Wang H 2016 *Renew. Sustain. Energy Rev* **65** 961–977
- Белов Г В, Иорш В С и Юнгман В С 2000 *TBT* **38** 209–211
- Tao G and Virkar A 2005 Reversible planar solid oxide fuel-fed electrolysis cell and solid oxide fuel cell for hydrogen and electricity production operating on natural gas/biogas URL https://www.hydrogen.energy.gov/pdfs/progress05/iv_a_3-tao.pdf
- Tao G and Virkar A 2006 A reversible planar solid oxide fuel-assisted electrolysis cell and solid oxide fuel cell for hydrogen and electricity production operating on natural gas/biogas URL https://www.hydrogen.energy.gov/pdfs/progress06/ii_a_2-tao.pdf
- Schiller G, Ansar A, Lang M and O P 2009 *J Appl Electrochem* **39** 293–301

7. Chauveau F, Mougin J, Bassat J M, Mauvy F and Grenier J C 2010 *J. Power Source* **195** 744–749
8. Wendel C H, Gao Z, Barnett S A and Braun R J 2015 *Journal of Power Sources* **283** 329–344
9. Tanaka Y, Hoerlein M P and Schiller G 2016 *International Journal of Hydrogen Energy* **41** 752–763
10. Kusnezoff M, Trofimenko N, Muller M and Michaelis A 2016 *Materials* **9** 906–919
11. Irvine J T S, Bae J, Park J Y, Choi W S and Kim J H 2017 *International Journal of Hydrogen Energy* **42** 1212–1220
12. Braun R and Reznicek E 2017 Reversible solid oxide cells for energy storage URL <https://arpa-e.energy.gov/sites/default/files/Panel%20%20-%20Braun.pdf>
13. Mishra A K, Roy D and Ghosh S 2018 *IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering* **377** 012077
14. Samat A A, Somalu M R, Muchtar A and Osman N 2019 *IOP Conf. Series: Earth and Environmental Science* **268** 012136
15. Samat A A, Somalu M R, Muchtar A, Baharuddin N A and Osman N 2019 *IOP Conf. Series: Earth and Environmental Science* **268** 012137
16. Mogensen M B *et al* 2019 *Clean Energy* **3** 175–201
17. Reznicek E P and Braun R J 2019 *Applied Energy* **259** 114118
18. Ghezal-Ayagh H 2020 High efficiency reversible solid oxide system URL https://www.hydrogen.energy.gov/pdfs/review20/fc330_ghezal-ayagh_2020_p.pdf
19. Tong X, Ovtar S, Brodersen K, Hendriksen P V and Chen M 2020 *Journal of Power Sources* **451** 227742
20. Develos-Bagarinao K, Ishiyama T, Kishimoto H, Shimada H and Yamaji K 2021 *Nature communications* **12** 3979
21. Shen M, Ai F, Ma H, Xu H and Zhang Y 2021 *iScience* **24** 103464
22. Poonpun P and Jewell W 2008 *IEEE Trans on Energy Conversion* **23** 529–534
23. Ni M, Leung D Y C and Leung M K H 2008 *Journal of Power Sources* **183** 133–142
24. Genovese J, Harg K, Paster M and Turner J 2009 Current state-of-the-art hydrogen production cost estimate using water electrolysis URL <https://www.nrel.gov/docs/fy10osti/46676.pdf>
25. James B D, Spisak A B and Colella W G 2012 Manufacturing cost analysis of stationary fuel cell systems URL <https://www.sainc.com/service/SA%202012%20Manufacturing%20Cost%20Analysis%20of%20Stationary%20Fuel%20Cell%20Systems.pdf>
26. Mikheev A V and Potanina Y M 2019 *Energy Systems Research 2019 E3S Web of Conferences* **114** 07005
27. Schoenung S M and Hassenzahl W V 2003 Long- vs short-term energy storage technologies analysis: A life-cycle cost study URL <https://www.osti.gov/biblio/918358>
28. Nakhamkin M, Wolk R H, Linden S, Hall R and Patel M 2004 New compressed air energy storage concept improves the profitability of existing simple cycle, combined cycle wind energy and landfill gas power plants
29. Loh H P, Lyons J and White C W 2002 Process equipment cost estimation, final report URL <http://www.osti.gov/scitech/servlets/purl/797810/>