

ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ОХРАНА ТРУДА

УДК 665.632

АЛГОРИТМ РАСЧЕТА РАСХОДА ВОДЯНОГО ПАРА В СЫРЬЁ ПРОЦЕССА ПАРОВОГО РИФОРМИНГА УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ

канд. техн. наук, доц. А.А. ЕРМАК; А.А. СВЕТЛИЦКИЙ
(Полоцкий государственный университет)

Исследуются причины увеличения потребления водорода на современных нефтеперерабатывающих заводах. Приведены основные и побочные реакции, протекающие в процессе парового риформинга углеводородных газов. Представлена блок-схема процесса парового риформинга, позволяющего перерабатывать смеси природного и нефтяных газов. Приведен диапазон изменения компонентного состава природного и сжиженного нефтяного газов. Рассмотрены способы снижения образования кокса при переработке утяжеленного сырья. Обоснована актуальность поддержания оптимального соотношения «водяной пар/углерод» в ходе проведения процесса парового риформинга углеводородных газов. Разработан алгоритм расчета расхода водяного пара в сырьё процесса парового риформинга углеводородных газов в зависимости от их компонентного состава. Алгоритм может быть использован как при проведении технологических расчетов, так и для уточнения фактического мольного соотношения «водяной пар/углерод» в ходе эксплуатации установок по производству водорода, перерабатывающих газообразное, жидкое или комбинированное сырьё.

Ключевые слова: водород, паровой риформинг, углеводородные газы, отношение «водяной пар/углерод», алгоритм расчета.

Введение. Увеличение глубины переработки нефти и ужесточение экологических требований к качеству моторных топлив способствуют расширению использования на нефтеперерабатывающих заводах (НПЗ) гидрогенизационных процессов и, следовательно, росту потребления водорода [1].

До недавнего времени основное количество водорода на НПЗ получали в процессе каталитического риформинга бензиновых фракций. Однако в связи со строительством новых и модернизацией существующих установок гидроочистки и гидрокрекинга, а также утяжелением перерабатываемого сырья, увеличением содержания в нем доли компонентов, получаемых в ходе термических и термокаталитических процессов, потребность НПЗ в водороде не может быть удовлетворена только за счет установок каталитического риформинга. Кроме того, содержание водорода в водородсодержащем газе, получаемом на установках каталитического риформинга, не удовлетворяет требованиям современных процессов гидроочистки и гидрокрекинга.

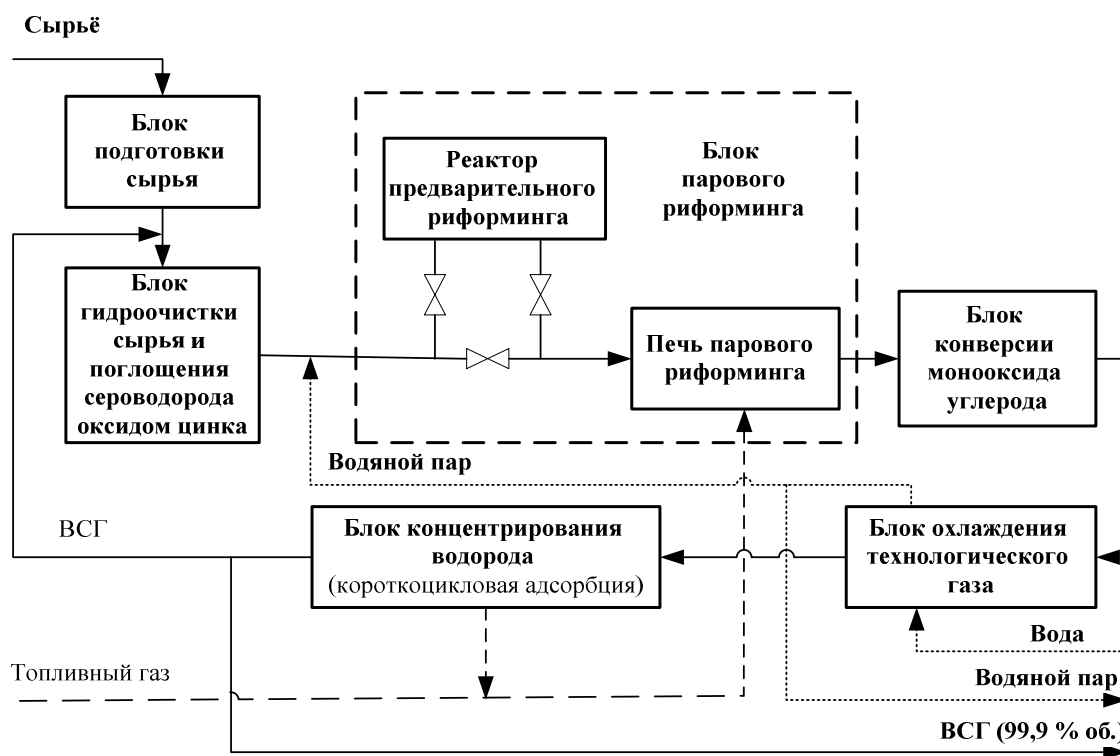
Известно множество различных способов производства водорода, в частности: газификация углеводородсодержащего сырья, термическое разложение углеводородных газов, электролиз воды, частичное окисление природного газа, биотехнологии [2–6] и пр. Для получения водорода на НПЗ наибольшее распространение получил процесс парового риформинга углеводородных газов, что объясняется относительно низкой себестоимостью получаемого водорода и доступностью сырья [7–11]. Блок-схема современной установки парового риформинга углеводородных газов представлена на рисунке.

В качестве сырья установок парового риформинга чаще всего используется природный газ, так как он состоит в основном из метана, поэтому при производстве водорода из него получается меньше побочных продуктов [8]. Однако целесообразность использования природного газа в качестве сырья для производства водорода определяется его рыночной стоимостью.

В процессе переработки нефти на НПЗ образуется достаточно большое количество углеводородных газов – сжиженного и нефтезаводских газов, которые также могут быть использованы в качестве сырья для производства водорода [8; 12]. Компонентный состав сжиженного нефтяного газа, по сравнению с природным газом, может изменяться в достаточно широком диапазоне (таблица).

В отличие от природного газа, сжиженный углеводородный газ состоит преимущественно из пропана и бутана, а также содержит более тяжелые углеводороды, олефины и большее количество соединений серы. В качестве примесей в сжиженном газе присутствуют металлы (не более 1 мг/кг) и хлориды (не более 8 мг/кг), дезактивирующие катализаторы, используемые в процессе парового риформинга.

Состав углеводородных газов, образующихся при переработке нефти, зависит от состава содержащихся в ней газов, свойств нефти, технологической схемы, мощности и режима работы входящих в состав НПЗ установок.



Блок-схема установки парового риформинга углеводородных газов

Компонентный состав природного и сжиженного нефтяного газа

Компонент	Содержание компонента	
	в природном газе, % об.	в сжиженном нефтяном газе, % масс.
Метан	95,1...98,9	–
Этан	0,07...1,99	0,1...4,23
Пропан	0,02...0,35	6,23 – 35,63
Бутаны	0,0...0,14	43,36...71,66
Пентаны	0,0...0,09	3,74...25,68
Углеводороды C ₆ +	–	0,04...14,48
Олефины	–	0,0...1,0
Сероводород	менее 0,0002	менее 0,003
Меркаптаны	менее 0,0002	менее 0,003
Диоксид углерода	0,1...1,15	–
Азот + инертные газы	0,4...3,0	–
Кислород	менее 0,02	–
Молярная масса, кг/кмоль	16,15...16,67	50,8...62,9

Состав нефтезаводских газов, используемых, как правило, на НПЗ в качестве топливного газа, может варьироваться в более широком диапазоне, чем состав сжиженного нефтяного газа, и содержать нежелательные для процесса риформинга компоненты, например, олефины, кислые газы, большое количество водорода, что требует использования дополнительных стадий подготовки сырья. Так, при использовании в качестве сырья природного газа перед подачей на приём сырьевого компрессора он предварительно проходит только сепаратор-каплеотбойник для предотвращения попадания в компрессор жидкой фазы и фильтр для очистки от механических примесей. При переработке смеси природного и сжиженного нефтяного газов компримированный природный газ смешивается в заданном соотношении со сжиженным газом, подаваемым насосом из сырьевой емкости сжиженного нефтяного газа. При использовании в качестве сырья нефтезаводских газов в зависимости от их компонентного состава, подготовка сырья может дополнительно включать следующие стадии [8]:

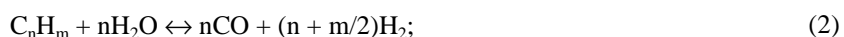
- гидрирование олефинов, так как имеющийся на установке блок гидроочистки способен перерабатывать сырьё с содержанием олефинов не более 5% об. В противном случае происходит нарушение теплового режима работы реактора гидроочистки;

- *выделение водорода*. Высокое содержание водорода в сырье блока гидроочистки установки парового риформинга нежелательно, так как может привести к десульфидированию катализатора гидроочистки, а в случае присутствия в сырье оксидов углерода – к увеличению вероятности протекания экзотермической реакции метанирования диоксида углерода, что также приводит к нарушению теплового режима работы реактора гидроочистки;

- *очистка сырья от кислых газов* – сероводорода и диоксида углерода, например, растворами аминов, так как увеличение их содержания в сырье снижает продолжительность и эффективность работы узла поглощения сероводорода оксидом цинка, а также способствует перегреву реактора гидроочистки за счет протекания реакции метанирования диоксида углерода.

Однако основная проблема при получении водорода методом паровой конверсии углеводородных газов из утяжеленного и комбинированного сырья (смеси природного и нефтяных газов) – отложение кокса на катализаторе в блоке парового риформинга. Закоксовывание ведет к появлению зон перегрева в реакционных трубах, повышению перепада давления, снижению глубины превращения сырья и может вызвать разрушение труб. При использовании в качестве сырья природного газа углерод, непрерывно отлагающийся на катализаторе, обычно успевает прореагировать с подаваемым в сырьё водяным паром, т.е. газифицироваться. Однако с утяжелением сырья скорость образования углерода возрастает, что требует изменения параметров ведения процесса и использования катализаторов, промотированных добавками, способствующими газификации углерода водяным паром [3; 13].

Наиболее эффективный способ снижения образования кокса при переработке тяжелого сырья – введение в состав блока парового риформинга дополнительного реактора, в котором осуществляется предварительный риформинг сырья. При работе на природном газе этот реактор может не использоваться, но при переработке сырья, содержащего углеводороды, начиная с этана и выше, возможно превращать их в метан и оксиды углерода по реакциям:

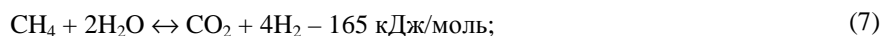
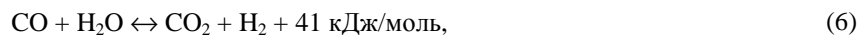


что позволит создать оптимальные условия протекания процессов в основном реакторе – печи парового риформинга. Параметры работы реактора предварительного риформинга подбираются так, чтобы свести к минимуму риск образования кокса по реакции:

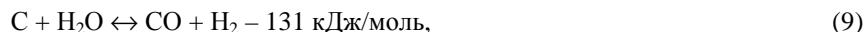
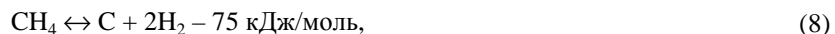


Второй способ подавления образования кокса в процессе риформинга – поддержание оптимального отношения «водяной пар/углерод». В процессе парового риформинга углеводородов могут протекать следующие основные и побочные реакции [14]:

- основные реакции



- побочные реакции:



Тепловой эффект прямых реакций (1), (6), (10), (11) – экзотермический, реакций (2)–(5), (7)–(9) – эндотермический. В ходе парового риформинга углеводороды реагируют с водяным паром с получением смеси водорода и оксидов углерода. В связи с тем, что прямая реакция (6) экзотермична, в блоке парового риформинга при температуре около 860 °С образуется преимущественно монооксид углерода по реакциям (2), (5). С целью увеличения выхода водорода по реакции (6), газопродуктовая смесь после блока парового риформинга охлаждается и подается в блок среднетемпературной конверсии монооксида углерода.

Суммарными целевыми реакциями процесса парового риформинга углеводородов являются реакции (3) и (7). Из них видно, что стехиометрическое отношение «водяной пар/углерод» равно 2 моль/моль. Для газификации образующегося в ходе побочных реакций (4), (8), (10) углерода требуется дополни-

тельное количество водяного пара. В связи с вышесказанным процесс парового риформинга необходимо проводить при соотношении «водяной пар/углерод» выше стехиометрического. Однако слишком высокое содержание пара в сырье увеличивает экономические затраты на получение водорода, нагрузку на технологическое оборудование, а также может способствовать дезактивации катализатора парового риформинга за счет окисления водяным паром активного компонента – никеля [3]. Поэтому отношение «водяной пар/углерод» поддерживается не более 3 моль/моль. Оптимальное соотношение «водяной пар/углерод» зависит от свойств применяемого катализатора и составляет около 2,8 моль/моль.

Таким образом, поддержание оптимального соотношения «водяной пар/углерод» в ходе проведения процесса парового риформинга углеводородных газов является важной задачей. Особую актуальность она приобретает при изменении компонентного состава сырья, например, при переработке комбинированного сырья – смеси природного и нефтяных газов.

Цель настоящей работы – разработка алгоритма расчета расхода водяного пара в сырьё процесса парового риформинга углеводородных газов в зависимости от их компонентного состава.

Исследовательская часть. Для определения расхода водяного пара, подаваемого в тройник смешения перед блоком парового риформинга при заданном мольном соотношении «водяной пар/углерод», необходимо знать расход, компонентный состав газообразного и жидкого сырья, а также температуру и давление водяного пара.

Таким образом, для проведения расчета расхода водяного пара в сырьё процесса парового риформинга углеводородных газов необходимы следующие исходные данные:

$V_{\Gamma}^{(t_{\Gamma}, p_{\Gamma})}$ – объемный расход газообразного сырья, м³/ч;

$V_{\text{ж}}^{(t_{\text{ж}})}$ – объемный расход жидкого сырья, м³/ч;

t_{Γ} – температура, при которой определяется расход газообразного сырья, °С;

$t_{\text{ж}}$ – температура, при которой определяется расход жидкого сырья, °С;

p_{Γ} – давление, при котором определяется расход газообразного сырья, кПа;

Z – мольное отношение «водяной пар/углерод»;

t_z – температура водяного пара, подаваемого в тройник смешения с сырьевой смесью перед блоком парового риформинга, °С;

p_z – давление водяного пара, подаваемого в тройник смешения с сырьевой смесью перед блоком парового риформинга, кПа.

Также методом газовой хроматографии должен быть определен компонентный (химический) состав газообразного сырья в объемных (мольных) долях и состав жидкого сырья в массовых долях.

Расчет расхода водяного пара предлагается проводить в следующей последовательности:

1. Расчет мольной доли углерода в газообразном и жидком сырье:

$$y'_c = \sum_{i=1}^{k_{\Gamma}} \left(\frac{n_i}{m_i} \cdot y'_i \right), \quad (12)$$

$$x'_c = \sum_{i=1}^{k_{\text{ж}}} \left(\frac{n_i}{m_i} \cdot x'_i \right), \quad (13)$$

где y'_c – мольная доля углерода в газообразном сырье; x'_c – мольная доля углерода в жидком сырье; y'_i – мольная (объемная) доля i -го компонента в газообразном сырье; x'_i – мольная доля i -го компонента в жидком сырье; n_i – количество атомов углерода в i -м компоненте сырья, m_i – общее количество атомов в i -м компоненте сырья; k_{Γ} , $k_{\text{ж}}$ – количество компонентов в газообразном и жидком сырье.

Пересчет массового состава жидкого сырья в мольный:

$$x_i = \frac{x_i \cdot M_i}{\sum_{i=1}^{k_{\text{ж}}} (x_i \cdot M_i)}, \quad (14)$$

где x_i – массовая доля i -го компонента в жидком сырье; M_i – молярная масса i -го компонента сырья, кг/кмоль.

2. Расчет массового и мольного расхода сырья.

2.1. Расчет массового расхода газообразного и жидкого сырья:

$$G_{\Gamma} = V_{\Gamma}^{(t_{\Gamma}, p_{\Gamma})} \cdot \rho_{\Gamma}^{(t_{\Gamma}, p_{\Gamma})}, \quad (15)$$

$$G_{\text{ж}} = V_{\text{ж}}^{(t_{\text{ж}})} \cdot \rho_{\text{ж}}^{(t_{\text{ж}})}, \quad (16)$$

где $G_{\text{г}}$, $G_{\text{ж}}$ – массовый расход газообразного и жидкого сырья, кг/ч; $\rho_{\text{г}}^{(t_{\text{г}}, p_{\text{г}})}$, $\rho_{\text{ж}}^{(t_{\text{ж}})}$ – плотность газообразного и жидкого сырья, кг/м³.

$$\rho_{\text{г}}^{(t_{\text{г}}, p_{\text{г}})} = \frac{M_{\text{г}}}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot p_{\text{г}}}{(t_{\text{г}} + 273) \cdot 101,3}, \quad (17)$$

$$\rho_{\text{ж}}^{(t_{\text{ж}})} = 1 / \left(\sum_{i=1}^{k_{\text{ж}}} \left(x_i / \rho_i^{(t_{\text{ж}})} \right) \right), \quad (18)$$

где $M_{\text{г}}$ – средняя молярная масса газообразного сырья, кг/кмоль; $\rho_i^{(t_{\text{ж}})}$ – плотность i -го компонента жидкого сырья, кг/м³;

$$M_{\text{г}} = \sum_{i=1}^{k_{\text{ж}}} (M_i \cdot y_i'). \quad (19)$$

Уравнения для определения $\rho_i^{(t_{\text{ж}})}$ для некоторых жидких углеводородов:

$$\begin{aligned} \rho_{\text{этан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 30 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0012 \cdot t_{\text{ж}}^3 - 0,003 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 2,5921 \cdot t_{\text{ж}} + 404,86; \\ \rho_{\text{пропан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0047 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 1,3296 \cdot t_{\text{ж}} + 529,61; \\ \rho_{\text{пропилен}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0045 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 1,4496 \cdot t_{\text{ж}} + 545,55; \\ \rho_{\text{изобутан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0024 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 1,1336 \cdot t_{\text{ж}} + 580,99; \\ \rho_{\text{н-бутан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0022 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 1,0591 \cdot t_{\text{ж}} + 601,01; \\ \rho_{\text{бутен-1}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0012 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 1,1622 \cdot t_{\text{ж}} + 618,22; \\ \rho_{\text{непентан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0002 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 0,9983 \cdot t_{\text{ж}} + 612,99; \\ \rho_{\text{изопентан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0005 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 0,969 \cdot t_{\text{ж}} + 639,16; \\ \rho_{\text{н-пентан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0009 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 0,9474 \cdot t_{\text{ж}} + 645,53; \\ \rho_{\text{2-метилпентан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0007 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 0,8698 \cdot t_{\text{ж}} + 670,83; \\ \rho_{\text{3-метилпентан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0008 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 0,8772 \cdot t_{\text{ж}} + 682,18; \\ \rho_{\text{н-гексан}}^{t_{\text{ж}}} (\text{от } 0 \text{ до } 50 \text{ } ^\circ\text{C}) &= -0,0008 \cdot t_{\text{ж}}^2 - 0,8771 \cdot t_{\text{ж}} + 677,22. \end{aligned} \quad (20)$$

Уравнения (20) получены методом корреляционно-регрессионного анализа на основании справочных данных, приведенных в ГОСТ 28656 «Газы углеводородные сжиженные. Расчетный метод определения плотности и давления насыщенных паров» (табл. 1). Коэффициенты корреляции уравнений (20) близки к 1.

При необходимости вышеуказанным методом могут быть выведены зависимости плотности от температуры для других углеводородов, находящихся в жидком агрегатном состоянии.

2.2. Расчет мольного расхода газообразного и жидкого сырья $G'_{\text{г}}$ и $G'_{\text{ж}}$ в кмоль/ч:

$$G'_{\text{г}} = G_{\text{г}} / M_{\text{г}}, \quad (21)$$

$$G'_{\text{ж}} = G_{\text{ж}} / M_{\text{ж}}, \quad (22)$$

где $M_{\text{ж}}$ – средняя молярная масса жидкого сырья, кг/кмоль.

$$M_{\text{ж}} = \sum_{i=1}^{k_{\text{ж}}} (M_i \cdot x_i'). \quad (23)$$

3. Расчет расхода углерода с газообразным и жидким сырьём $G'_{C(r)}$ и $G'_{C(ж)}$ в кмоль/ч:

$$G'_{C(r)} = y'_C \cdot V_r^{(t_r, p_r)} \cdot \rho_r^{(t_r, p_r)} / M_r, \quad (24)$$

$$G'_{C(ж)} = x'_C \cdot V_{ж}^{(t_{ж}, p_{ж})} \cdot \rho_{ж}^{(t_{ж}, p_{ж})} / M_{ж}. \quad (25)$$

Суммарный расход углерода с сырьём G'_C в кмоль/ч равен:

$$G'_C = C_{C(r)} + C_{C(ж)} = \sum_{i=1}^{k_r} \left(\frac{n_i}{m_i} \cdot y'_i \right) \cdot \frac{V_r^{(t_r, p_r)}}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot p_r}{(t_r + 273) \cdot 101,3} + \sum_{i=1}^{k_{ж}} \left(\frac{n_i}{m_i} \cdot x'_i \right) \cdot \frac{V_{ж}^{(t_{ж}, p_{ж})}}{M_{ж}} \cdot \frac{1}{\sum_{i=1}^{k_{ж}} \left(\frac{x_i}{\rho_i^{t_{ж}}} \right)}. \quad (26)$$

4. Расчет расхода водяного пара в тройник смешения:

$$G'_Z = Z \cdot G'_C, \text{ в кмоль/ч,} \quad (27)$$

$$G_Z = 18 \cdot G'_Z, \text{ в кг/ч,} \quad (28)$$

$$V_Z^{(t_z, p_z)} = G_Z / \rho_z^{(t_z, p_z)}, \text{ в м}^3/\text{ч,} \quad (29)$$

где $\rho_z^{(t_z, p_z)}$ – плотность водяного пара, кг/м³.

Согласно практическим данным, в тройник смешения подается перегретый водяной пар. В связи с чем для определения $\rho_z^{(t_z, p_z)}$ рекомендуется использовать формулу, приведенную в источнике [15], справедливую при расчете плотности перегретого водяного пара в диапазоне температур от 100 до 600 °С и абсолютном давлении от 0,05 до 30 МПа.

Заключение. Предлагаемый алгоритм расчета расхода водяного пара в сырьё процесса парового риформинга может быть применен как при проведении технологических расчетов, так и для уточнения фактического мольного соотношения «водяной пар/углерод» ($Z_{\text{факт}}$) в ходе эксплуатации установок по производству водорода, перерабатывающих газообразное, жидкое или комбинированное сырьё.

$$Z_{\text{факт}} = \frac{V_Z^{(t_z, p_z)} \cdot \rho_z^{(t_z, p_z)}}{18G'_C}. \quad (30)$$

Поддержание соотношения «водяной пар/углерод» вблизи значения, рекомендуемого фирмой-производителем катализатора процесса парового риформинга, позволит обеспечить высокую активность катализатора за счет предотвращения отложения на нем кокса и уменьшения вероятности протекания реакции окисления водяным паром активного компонента катализатора – никеля [3], т.е. вести технологический процесс с наиболее высокой эффективностью при оптимальных затратах.

ЛИТЕРАТУРА

1. Капустин, В.М. Технология переработки нефти : в 4-х ч. / В.М. Капустин, А.А. Гуреев. – М. : Химия, 2015. – Ч. 2 : Физико-химические процессы. – 400 с.
2. Радченко, Р.В. Водород в энергетике : учеб. пособие / Р.В. Радченко, А.С. Мокрушин, В.В. Тюльпа. – Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2014. – 229 с.
3. Письмен, М.К. Производство водорода в нефтеперерабатывающей промышленности / М.К. Письмен. – М. : Химия, 1975. – 208 с.
4. Водород. Свойства, получение, хранение, транспортирование, применение: справ. изд. / под ред. Д.Ю. Гамбурга, Н.Ф. Дубовкина. – М. : Химия, 1989. – 672 с.
5. Мановян, А.К. Технология переработки природных энергоносителей / А.К. Мановян. – М. : Химия, КолосС, 2004. – 456 с.
6. Газификация для получения водорода / М.М. Weiss [и др.] // Нефтегазовые технологии. – 2014. – № 8. – С. 69–74.
7. Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа / С.А. Ахметов. – Уфа : Изд-во «Гилем», 2002. – 672 с.
8. Основные процессы нефтепереработки : справочник : пер. с англ. 3-го изд. / Р.А. Мейерс [и др.] ; под ред. О.Ф. Глаголевой, О.П. Лыкова. – СПб. : ЦОП «Профессия», 2011. – 944 с.

9. Hydrocarbon Processing's 2008 Refining Processes Handbook. – 296 p.
10. Тараканов, Г.В. Основы технологии переработки природного газа и конденсата : учеб. пособие / Г.В. Тараканов, А.К. Мановян ; под ред. Г.В. Тараканова ; Астрахан. гос. техн. ун-т. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2010. – 192 с.
11. Синицин, С.А. Комплексная переработка сырья переменного состава [Электронный ресурс] / С.А. Синицин, Ю.В. Гаврилов, А.С. Макаров // Нефтепереработка: катализаторы и гидропроцессы : тез. докл. науч.-техн. симп., Санкт-Петербург 20–22 мая 2014 г. ; ИК СО РАН. – Новосибирск : Ин-т катализа СО РАН, 2014. – С. 165–166.
12. Гильмутдинов, А.Т. Усовершенствование способов получения водорода / А.Т. Гильмутдинов, М.И. Николайчук, Р.З. Бессарабов // Нефтегазовое дело : электрон. науч. журн. – 2013. – № 6. – С. 267–282.
13. Matthey, J. Производство водорода: каталитические решения для переработки двойного и тяжелого сырья [Электронный ресурс] / Jonson Matthey // 11-я Конференция и выставка по технологиям нефтепереработки России и стран СНГ – RRTC 2011, Москва 22–23 сент. 2011 г. – 1 электрон. опт. диск (CD-R).
14. Научные основы каталитической конверсии углеводородов / под ред. В.В. Веселова [и др.]. – Киев : Наукова думка, 1977. – 280 с.
15. Рекомендации. Государственная система обеспечения единства измерений. Водяные системы тепло-снабжения. Уравнения измерений тепловой энергии и количества теплоносителя : МИ 2451-98. – М. : ВНИИМС, 1998. – 16 с.

Поступила 08.08.2016

THE ALGORITHM FOR CALCULATING THE CONSUMPTION OF STEAM IN THE RAW MATERIAL PROCESS STEAM REFORMING OF HYDROCARBON GASES

A. YERMAK, A. SVETLITSKIY

The reasons for increasing the consumption of hydrogen in a modern refinery are considered. The main and side reactions occurring during steam reforming of hydrocarbon gases are presented. The block diagram of the process steam reforming for the processing of a mixture of natural and petroleum gases is shown. The range of variation of the component composition of natural and liquefied petroleum gas is given. The methods reduce the formation of coke during the processing of heavy hydrocarbons are considered. The urgency of maintaining the optimal ratio of «water vapor/carbon» during the process of steam reforming of hydrocarbon gases is justified. The algorithm calculating flow rate of water vapor in a feed of steam reforming process of hydrocarbon gases, depending on their component composition is developed. The algorithm can be applied when carrying out process design calculations and to clarify the actual molar ratio “water vapor/carbon” in the course of operation of installations for hydrogen production, processing gaseous, liquid or combined feed.

Keywords: hydrogen, steam reforming, hydrocarbon gases, the ratio of “water vapor/carbon”, the calculation algorithm.