

СИСТЕМА УПРАВЛЕНИЯ РЕАКТОРНЫМ БЛОКОМ ПРОЦЕССА ГИДРООЧИСТКИ ДИЗЕЛЬНОГО ТОПЛИВА

А.Н. Борзов, В.В. Сотников,
Н.В. Лисицын, Д.А. Сибаров (СПГУ)

Представлена математическая модель процесса управления гидроочистки на нефтеперерабатывающих предприятиях, позволяющая провести необходимые численные эксперименты по управлению ТП гидроочистки. Предложены структуры ММ реакторного блока и системы управления гидроочисткой, алгоритм управления расчетами и результаты его работы.

Известные в настоящее время АСУТП гидроочистки на нефтеперерабатывающих предприятиях не учитывают ряд общеизвестных факторов. К ним относится значение концентрации серы на выходе из реактора, снижение активности катализатора, количество выделившегося газа в зависимости от температуры реактора, изменение выхода сероводорода при варьировании входной температуры реактора, изменение выхода нестабильного дизельного топлива (ДТ) в зависимости от входной температуры реактора и некоторые другие [1].

Изучение влияния данных факторов на процесс управления в реальных условиях непосредственно на промышленном объекте связано с наличием регламентных ограничений и трудоемкостью проведения экспериментов. В связи с этим авторами предложена математическая модель (ММ), позволяющая провести необходимые численные эксперименты.

В качестве входных параметров ММ используются:

- расход водородосодержащего газа (ВСГ) в реакторный блок, кг/ч;
 - состав ВСГ (количество водорода, сопутствующих газов), % масс.;
 - расход фракции ДТ (ФДТ, кг/ч) и ее свойства (количество серы, плотность, фракционный состав, количество кислорода и др.);
 - входная температура смеси (ВСГ и ФДТ, °С) и давление (МПа) на входе в реакторный блок,
 - расход топливного газа и воздуха на сжигание в печи реакторного блока, кг/ч;
 - расход ВС, для стабилизации гидроочищенного ДТ, кг/ч;
 - входная температура ВСГ в колонну стабилизации процесса гидроочистки ДТ, °С;
 - температура стабильного дизельного топлива, °С;
 - коэффициенты теплоотдачи и поверхность (m^2) 1-го и 2-го теплообменников реакторного блока;
 - количество катализатора, кг;
 - марка катализатора.
- С помощью модели определяются:
- состав гидроочищенной смеси (количество бензина, газа, сероводорода, нестабильного ДТ, воды, % масс.);
 - температура гидроочищенной смеси на выходе из реактора, °С;
 - давление гидроочищенной смеси на выходе из реактора, МПа;
 - температура ВСГ колонны стабилизации ДТ, °С.

Расчеты проводятся при изменении расхода ФДТ независимо от расхода ВСГ в реакторный блок (кг/ч), изменении давления смеси на входе в реакторный блок (МПа), расходов топливного газа и воздуха в печь, а также изменении расхода ВСГ для нагрева в печи для стабилизационной колонны ДТ (кг/ч).

В качестве возмущающих факторов при этом рассматриваются количество серы в исходном сырье, плотность и разгонка ФДТ, входная температура и состав ВСГ, входная температура ВСГ для блока стабилизационной колонны, выходная температура стабильного ДТ из стабилизационной колонны, количество ВСГ рецикла и содержание водорода в нем. Изменение активности катализатора учитывается косвенно, на основе измерения фактического содержания серы при выходе из реактора.

Модель реакторного блока представляет совокупность моделей реактора [2], печи [3] и теплообменников [4], схема взаимосвязей которых показана на рис. 1.

Некоторые результаты численного моделирования на основе ММ реакторного блока процесса гидроочистки на катализаторе ТК-574 приведены на рис. 2.

Представленные зависимости не противоречат реальному ТП, так как получены на основании уравнений материального и тепловых балансов для соответствующих структурных элементов ММ.

На основе анализа данных численных экспериментов предложены структура системы управления (СУ) (рис. 3) и алгоритм ее функционирования (рис. 4). Результаты реализации алгоритма управления, обусловленные изменением содержания серы во входном потоке ФДТ, приведены в таблице 1. Таблицы 2, 3 иллюстрируют работу алгоритма управления при падении активности катализатора. Отличительной особенностью СУ является наличие в ее составе блока коррекции параметров ММ реакторного блока,

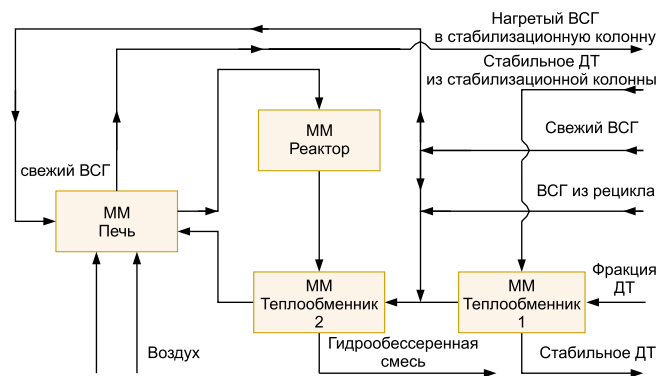


Рис. 1. Блок – схема математической модели реакторного блока

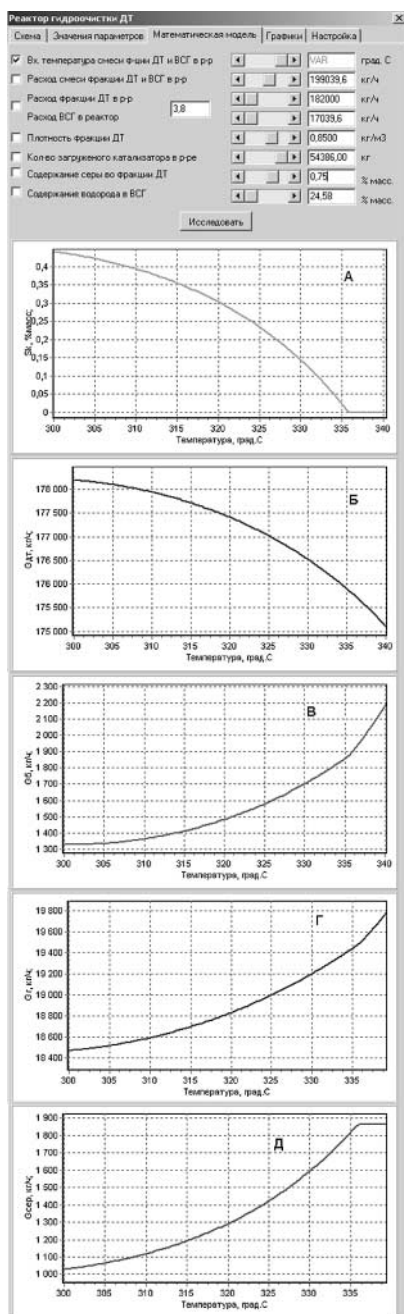


Рис. 2. Графики изменения:

- содержания серы в дизельном топливе из реактора при различных входных температурах в реактор, %масс;
- выход ДТ из реактора при различных входных температурах в реактор, кг/ч;
- выход бензина из реактора при различных входных температурах в реактор, кг/ч;
- выход газа из реактора при различных входных температурах в реактор, кг/ч;
- выход сероводорода из реактора при различных входных температурах в реактор, кг/ч

Таблица 1. Результаты работы алгоритма при изменении серы на входе реактор (S_n)

S_n , % масс	$T_{вх}$, °C	S_k , % масс	$G_{дт}$, кг/ч	$G_{сер}$, кг/ч	G_g , кг/ч	G_b , кг/ч
0,7	333,02	0,0256	174244,2	1705,474	19304,9	1767,06
0,75	335	0,0256	173984,6	1801,195	19403,89	1831,942
0,8	336,78	0,0256	173730,6	1896,781	19498,77	1895,461
0,85	338,4	0,0256	173481,0	1992,522	19590,22	1957,873
0,9	339,88	0,0257	173236,4	2088,044	19678,15	2019,005
0,95	341,25	0,0255	172994,8	2183,986	19763,47	2079,331
1	342,52	0,0254	172756,9	2279,967	19846,06	2138,668
1,05	343,69	0,0258	172525,1	2374,888	19925,23	2196,413
1,1	344,8	0,0255	172293,2	2471,159	20003,16	2254,083

Исходные данные: $P_{пжс(вх)} = 4$ МПа, $G_{пжс} = 197039,6$ кг/ч, $G_{фдт} = 180000$ кг/ч, $G_{всг} = 17039,6$ кг/ч, $V_k = 54386$ кг, $S_k(\text{зад.}) = 0,025$ %масс, где S_n – содержание серы в ФДТ, % масс; $T_{вх}$ – температура парожидкостной смеси на входе в реактор, °C; S_k – содержание серы в ДТ по математической модели, % масс; $G_{дт}$ – выход стабильного ДТ из колонны стабилизации, кг/ч; $G_{сер}$ – выход сероводорода из реактора, кг/ч; G_g – суммарное количество газа, выделившегося при гидрогенолизе вместе с ВСГ и углеводородными газами из реактора, кг/ч; G_b – выход бензина из реактора, кг/ч

Таблица 2. Результаты работы алгоритма без учета падения активности катализатора (V_k)

S_n , %масс	$T_{вх}$, °C	S_k , %масс	$G_{дт}$, кг/ч	$G_{сер}$, г/ч	G_g , кг/ч	G_b , кг/ч	$S_k(\text{экс.})$, %масс	ΔV_k , кг	$V_k - \Delta V_k$, кг
0,7	333,02	0,0256	174244,2	1705,474	19304,9	1767,06	0,03	1036	53350

Исходные данные: $P_{пжс(вх)} = 4$ МПа, $G_{пжс} = 197039,6$ кг/ч, $G_{фдт} = 180000$ кг/ч, $G_{всг} = 17039,6$ кг/ч, $V_k = 54386$ кг, $S_k(\text{зад.}) = 0,025$ %масс, где $S_k(\text{экс.})$ – содержание серы в стабильном ДТ, % масс; ΔV_k и V_k – количество дезактивного и недеактивированного катализатора в реакторе, кг; $P_{пжс(вх/вых)}$ – давление парожидкостной смеси на входе/выходе в/из реактора, МПа; $G_{пжс}$ и $DG_{пжс}$ – количество и изменение количества парожидкостной смеси, состоящей из ВСГ газа и фракции ДТ, на входе в реактор, кг/ч; $G_{фдт}$ и $DG_{фдт}$ – расход и изменение расхода фракции ДТ (ФДТ) в парожидкостной смеси, кг/ч; $G_{всг}$ – расход свежего ВСГ в парожидкостной смеси, кг/ч; S_k – содержание серы в ДТ на выходе из реактора, %масс

Таблица 3. Результаты работы алгоритма с учетом падения активности катализатора (V_k)

S_n , %масс	$T_{вх}$, °C	S_k , % масс	$G_{дт}$, кг/ч	$G_{сер}$, кг/ч	G_g , кг/ч	G_b , кг/ч
0,7	333,57	0,0253	174285,3	1705,927	19279,83	1750,507

Исходные данные: $P_{пжс(вх)} = 4$ МПа, $G_{пжс} = 197039,6$ кг/ч, $G_{фдт} = 180000$ кг/ч, $G_{всг} = 17039,6$ кг/ч, $V_k = 53350$ кг, $S_k(\text{зад.}) = 0,025$ %масс

предназначенной для учета падения активности катализатора. С помощью алгоритма управления последовательно реализуются процедуры определения ключевых показателей процесса, а именно температуры и давления на входе/выходе реактора, содержания серы в ДТ, температуры ВСГ колонны стабилизации.

Приведенная структура СУ позволяет:

- учитывать падение активности катализатора;
- регулировать расход ФДТ с/без учета определенного соотношения с ВСГ газом;
- регулировать расход свежего ВСГ с учетом расхода его на рецикл;
- регулировать давление смеси ФДТ и ВСГ и ее расход в случае чрезмерного перегрева катализатора;
- регулировать температуру смеси ФДТ и ВСГ путем изменения расходов топливного газа и воздуха в печь;
- регулировать расход топливного газа в зависимости от его свойств;
- регулировать расход свежего ВСГ для нагрева в печи для колонны стабилизации, с учетом содержания бензина и температуры вспышки в стабильном ДТ.

Таблица 1 указывает, как необходимо поднимать температуры входа парожидкостной смеси в реактор, в случае изменения содержания серы на входе в ФДТ (S_n). Так, например, при изменении S_n с 0,7% масс. до 1,1 %

масс. необходимо увеличить $T_{вх}$ в интервале $333,02...344,8^{\circ}\text{C}$, чтобы обеспечить содержание серы на выходе $S_k = 0,025\% \text{ масс}$; при этом выводятся соответствующие значения выходов $G_{дт}$, $G_{сер}$, G_t , $G_б$.

Приведенные таблицы 2, 3 указывают на характер изменения входной температуры в реактор ($T_{вх}$), если на выходе серы по эксперименту $0,03\% \text{ масс}$, а по ММ $0,0256\% \text{ масс}$. В результате работы алгоритма рассчитывается величина ΔV_k , V_k (табл.2). Затем, при тех же начальных условиях $R_{пжс}(вх) = 4 \text{ МПа}$, $G_{пжс} = 197039,6 \text{ кг/ч}$, $G_{фдт} = 180000 \text{ кг/ч}$, $G_{всг} = 17039,6 \text{ кг/ч}$, $S_k(\text{зад.}) = 0,025\% \text{ масс}$, и $V_k = 53350 \text{ кг}$ рассчитывается $T_{вх}$, такая чтобы на выходе $S_k = S_k(\text{зад.}) = 0,025\% \text{ масс}$. В данном случае следует поднять $T_{вх}$ с $333,02^{\circ}\text{C}$ до $333,57^{\circ}\text{C}$. При этом вновь выводятся соответствующие значения выходов $G_{дт}$, $G_{сер}$, G_t , $G_б$ при $T_{вх} = 333,57^{\circ}\text{C}$ (табл.3).

Анализ таблиц 1-3 показывает, что полученные результаты согласуются с аналогичными показателями на производстве.

Для решения этих задач разработан ниже приводимый алгоритм управления реакторным блоком.

На первом этапе осуществляется ввод количества парожидкостной смеси $G_{пжс}$ и переход к процедуре сравнения максимального и минимального расхода парожидкостной смеси.

Если $G_{пжс} > G_k$, то происходит его уменьшение на величину $\Delta G_{пжс}$ ($G_{пжс} = G_{пжс} - \Delta G_{пжс}$) и повторное сравнение, иначе – переход к следующему шагу алгоритма.

Если $G_{пжс} < G_n$, то происходит его увеличение на величину $\Delta G_{пжс}$ ($G_{пжс} = G_{пжс} + \Delta G_{пжс}$) и переход к сравнению, иначе – переход к следующему шагу алгоритма.

Далее осуществляются; ввод количества сырья ФДТ ($G_{фдт}$) и серы в нем (S_n); расчет необходимого количества чистого водорода (G_H) в парожидкостной смеси; ввод количества ВСГ из рецикла ($G_{всг(рец)}$) и содержание водорода в нем ($G_H(рец)$); расчет количества свежего ВСГ ($G_{всг}$) на смешение с ВСГ из

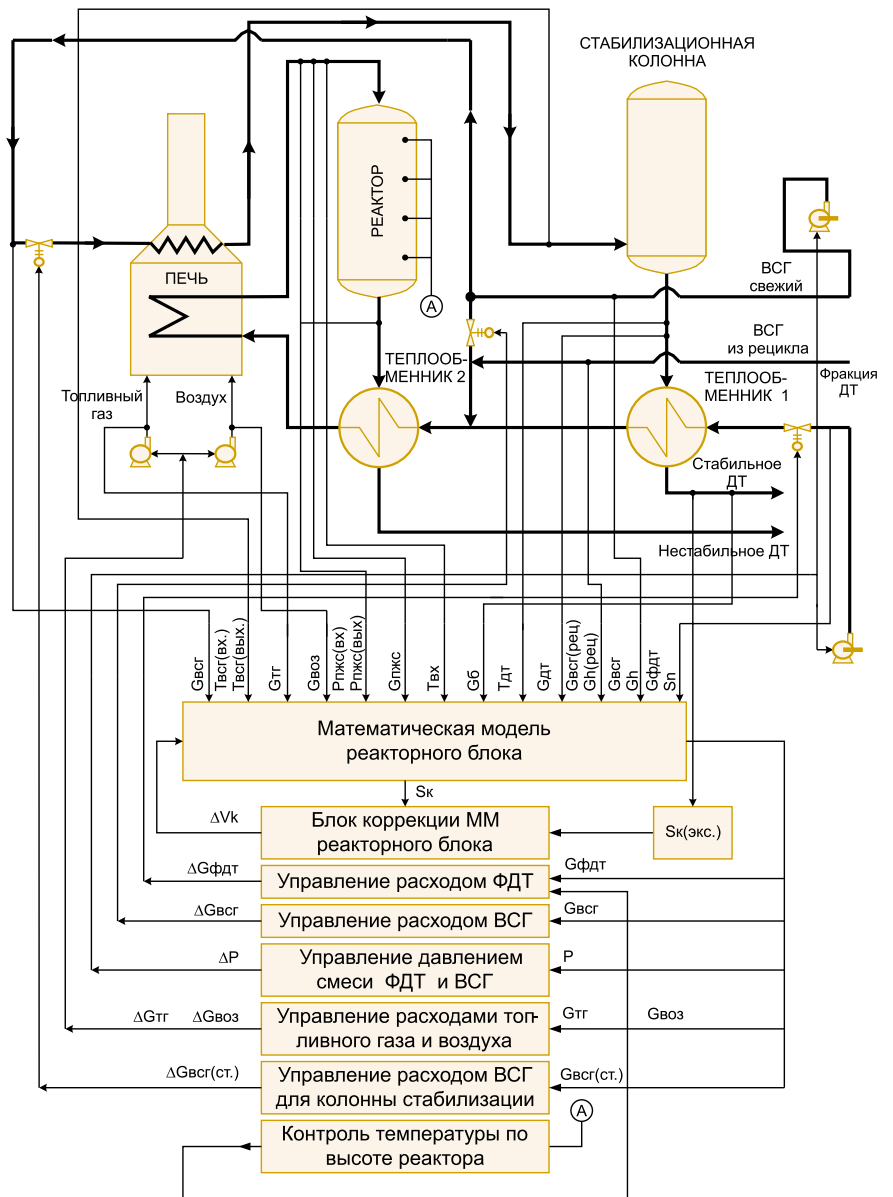


Рис. 3. Структура системы управления,

где ИМ 1, ИМ2, ИМ 3- исполнительные механизмы; G_k и G_n – максимальный и минимальный расход парожидкостной смеси, кг/ч; G_H – расход чистого водорода ВСГ в парожидкостной смеси, кг/ч; $\Delta G_{всг}$ – изменение расхода свежего ВСГ, кг/ч; $G_H(рец)$ – расход водорода в циркулирующем ВСГ, кг/ч; $G_{всг(рец)}$ – расход циркулирующего ВСГ, кг/ч; $G_{всг(ст.)}$ – расход свежего ВСГ для стабилизационной колонны, кг/ч; $\Delta G_{всг(ст.)}$ – изменение расхода свежего ВСГ для стабилизационной колонны, кг/ч; $T_{всг(вх/вых)}$ – температура ВСГ до и после печи, $^{\circ}\text{C}$; $G_{пр}$ – расход углеводородных газов в ВСГ газе в парожидкостной смеси, кг/ч; $T_{дт}$ – температура стабильного ДТ из колонны стабилизации, $^{\circ}\text{C}$; ΔP – изменение давления парожидкостной смеси на входе в реактор, МПа; P_k и P_n – максимально и минимально допустимое давление для парожидкостной смеси на входе в реактор, МПа; $T_{вх}$ – температура парожидкостной смеси на выходе из реактора, $^{\circ}\text{C}$; T_k и T_n – максимально и минимально допустимая температура на входе в реактор парожидкостной смеси, $^{\circ}\text{C}$; $G_{тг}$ и $\Delta G_{тг}$ – расход и изменение расхода топливного газа, кг/ч; S_t – состав топливного газа, %масс; $G_{воз}$ – расход воздуха в печь, кг/ч; $\Delta G_{воз}$ – изменение расхода воздуха в печь, кг/ч; $G_{дт}$ – выход дизельного топлива из реактора, кг/ч; $S_k(\text{зад.})$ – заданное значение содержания серы в ДТ, % масс

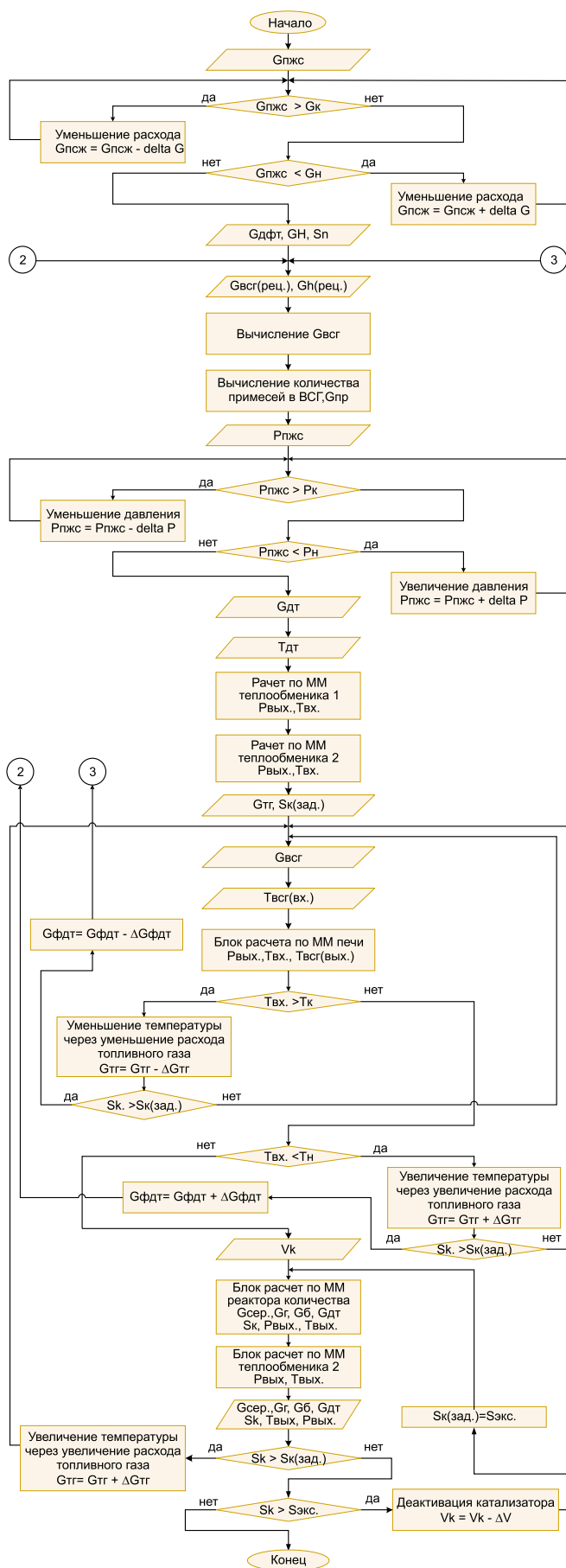


Рис. 4. Алгоритм управления реакторным блоком

рецикла, а также количества расход углеводородных газов в ВСГ газе в парожидкостной смеси ($G_{пр}$); ввод давления парожидкостной смеси ($P_{пжс}(вх)$).

Производится сравнение давления парожидкостной смеси с максимальным и минимальными значениями.

Если $P_{пжс}(вх) > P_k$, то необходимо уменьшить давление парожидкостной смеси на величину ΔP ($P_{пжс}(вх) = P_{пжс}(вх) - \Delta P$) и перейти к повторному вводу $P_{пжс}(вх)$.

Если $P_{пжс}(вх) < P_n$, то необходимо увеличить давление парожидкостной смеси на величину ΔP ($P_{пжс}(вх) = P_{пжс}(вх) + \Delta P$) и перейти к повторному вводу $P_{пжс}(вх)$.

Если давление парожидкостной смеси окажется больше минимального, то осуществляются: ввод расхода стабильного ДТ ($G_{дт}$) из блока стабилизации установки гидроочистки ДТ, температуры стабильного ДТ ($T_{дт}$) из блока стабилизации установки гидроочистки ДТ; расчет по ММ теплообменника 1 и 2 ($P_{вых.}, T_{вых.}$); ввод расхода топливного газа и воздуха в печь ($G_{тг}, G_{воз.}$), свойства топливного газа $S_{тг}$, количества серы в ДТ ($S_{к(зад.)}$), расхода ВСГ нагреваемого в печи, температуры ВСГ нагреваемого в печи ($T_{всг(вх.)}$); расчет по ММ печи давления парожидкостной смеси, температуры парожидкостной смеси на вход в реактор, температуру ВСГ для колонны стабилизации ($P_{вых.}, T_{вых.}, T_{всг(вых.)}$).

Далее следует сравнение температуры парожидкостной смеси с максимальной и минимальной температурой, необходимой для подачи в реактор.

Если $T_{вых.} > T_k$, то необходимо уменьшить температуру парожидкостной смеси через уменьшение расхода топливного газа и воздуха на величины $\Delta G_{тг}$ и $\Delta G_{воз.}$ ($G_{тг} = G_{тг} - \Delta G_{тг}$, $G_{воз.} = G_{воз.} - \Delta G_{воз.}$).

Если $T_{вых.} < T_n$, то увеличиваем температуру парожидкостной смеси через увеличение расхода топливного газа и воздуха на величины $\Delta G_{тг}$ и $\Delta G_{воз.}$ ($G_{тг} = G_{тг} + \Delta G_{тг}$, $G_{воз.} = G_{воз.} + \Delta G_{воз.}$) и переход к повторному сравнению температур.

Если температура парожидкостной смеси попадает в разрешенный интервал значений, осуществляем: ввод значения объема активного катализатора (V_k); расчет по ММ реактора количества сероводорода, газа, бензина, нестабильного ДТ, давления прореагировавшей смеси на выходе из реактора ($G_{сер.}, G_r, G_b, G_{дт}, T_{вых.}, P_{вых.}$), количества оставшейся серы в ДТ (S_k); уточнение количества образовавшегося газа после гидроочистки сырья с учетом примесей в ВСГ газе; расчет по ММ теплообменника 2 давления прореагировавшей смеси и его температуры ($T_{вых.}, P_{вых.}$); печать отчета о количествах образовавшегося сероводорода, газа, бензина, нестабильного ДТ, количествах оставшейся серы в нестабильном ДТ, температуру и давление гидрообессеренной смеси ($G_{сер.}, G_r, G_b, G_{дт}, S_k, T_{вых.}, P_{вых.}$).

Если количества оставшейся серы в нестабильном ДТ не превышает предел ($S_k > S_{к(зад.)}$), то уве-

личиваем температуру парожидкостной смеси через увеличение расхода топливного газа и воздуха на величины $\Delta G_{Tг}$ и $\Delta G_{вз}$ ($G_{Tг} = G_{Tг} + \Delta G_{Tг}$, $G_{вз} = G_{вз} + \Delta G_{вз}$) и переход на этап сравнения температуры парожидкостной смеси с максимальным и минимальным значением.

Если количества оставшейся серы в нестабильном ДТ удовлетворительны, сравниваем количества оставшейся серы в нестабильном ДТ по ММ и лабораторному анализу, если лабораторный анализ оставшейся серы больше чем по ММ ($S_k > S_k(\text{экс.})$), то констатируем факт произошедшей деактивации катализатора ($V_k = V_k - \Delta V$) и возвращаемся на этап расчета по ММ реактора количества сероводорода, газа, бензина, нестабильного ДТ и т.д.

Если $S_k < S_k(\text{экс.})$ – работа алгоритма завершается.

Таким образом, предлагаемый алгоритм и система управления являются более эффективным для управления процессом гидроочистки ДТ за счет коррекции управляющих воздействий по показателям, характе-

ризующие текущую активность катализатора, формируемых на основе ММ реактора. Величины управляющих воздействий рассчитываются с помощью ММ реакторного блока и реализуются посредством алгоритма управления. Предложенный подход можно распространить и на другие процессы нефтепереработки, а именно – управление реакторным блоком установки каталитического риформинга.

Список литературы

1. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. М.: ЦНИИ-ТЭнефтехим, 2000.
2. Судаков Н.А. Метод расчета выхода продуктов гидроочистки средних нефтяных фракций // ХТТМ. 2000. № 4.
3. Олейников А.А., Зотов В.А. Автоматическое регулирование ТП. М.: Химия, 1962.
4. Альбом математических описаний и алгоритмов управления типовыми процессами химической технологии. Вып.1 Москва. 1965.

*Борзов Андрей Николаевич – аспирант кафедры "Системы автоматизированного проектирования и управления",
доцент кафедры "Химическая технология нефтехимических и углехимических производств"
Санкт-Петербургского государственного технологического института (Технического университета),
Лисицын Николай Васильевич – д-р техн. наук, ген. директор ООО "Наука".
Контактные телефоны: (812) 259-48-47, 550-41-12.*



www.MVK.ru

(095) 105-34-86

МЕЖДУНАРОДНАЯ СПЕЦИАЛИЗИРОВАННАЯ ВЫСТАВКА



INDA

ПРОМЫШЛЕННАЯ
АВТОМАТИЗАЦИЯ

23 - 26. 11. 2004

РОССИЯ, МОСКВА, КВЦ «СОКОЛЬНИКИ»

ТЕМАТИКА ВЫСТАВКИ:

- Автоматизация управления предприятием. Информационные технологии
- Автоматизация управления производством и производственной инфраструктурой
- Промышленная автоматизация
- Hardware и Software

107113, Россия, Москва, Сокольнический Вал, 1, павильон 4
Тел./факс: (095) 105-34-86, 268-99-04. E-mail: kna@mvk.ru

Организатор:

■ Выставочный холдинг MVK

При поддержке:

◆ СОКОЛЬНИКИ ЦНИИКА

Главные информационные спонсоры:

▲ АВТОМАТИЗАЦИЯ
4 ПРОМЫШЛЕННОСТИ Промышленность
Ульяновск Ульяновск

С news

Приборы - Системы. Промышленный дискуссионный клуб
Информационные технологии Контроллеры ПЛК

WWW.INDAEXPO.RU