

УДК 532.536

И.К. БЕЙСЕМБЕТОВ, У.К. ЖАПБАСБАЕВ, Б.К. КЕНЖАЛИЕВ, К.Б. РАХМЕТОВА

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА РИФОРМИНГА В ПРОМЫШЛЕННОМ РЕАКТОРЕ

Введение. Каталитический риформинг является одним из ведущих процессов нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности [1-7]. Основным назначением каталитического риформинга является получение ароматических углеводородов и высокооктановых бензинов. Кроме того, каталитический риформинг применяется для получения водорода, топливных и сжиженных нефтяных газов. Процесс осуществляется в системе необогреваемых последовательно соединенных реакторах с неподвижным слоем катализатора. Между реакторами происходит подогревание продукта [1-6].

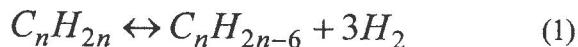
Известные методы расчета реактора риформинга проводятся нульмерной схемой и основаны на балансовых соотношениях сохранения массы, энергии и вещества [1,5]. Нульмерный подход рассчитывает баланс материальных и тепловых потоков на входе и выходе реактора, не раскрывает закономерности протекания каталитического процесса и не позволяет определить распределения скорости потока, концентрации и температуры реагирующей смеси в слое катализатора [1,5]. Для оптимального управления процессом риформинга необходимо знать закономерности превращения потока реагирующей смеси в слое катализатора. Такую операцию можно выполнить путем детального расчета математической модели аэродинамики, переноса вещества и тепла с учетом каталитической химической реакции. Ниже приводятся результаты расчета математической модели процесса риформинга в промышленном реакторе с неподвижным слоем катализатора [1-4].

Математическая модель. Промышленный реактор риформинга с радиальным подводом

сырья имеет вид (см. рис.1). Аппарат представляет собой сосуд с внутренним перфорированным стаканом 3, куда загружают катализатор 2. Газосыревая смесь поступает через ввод 8 в кольцевой зазор между футеровкой 10 и стаканом 3, проходит в радиальном направлении через слой катализатора и выводится через перфорированную трубу 7. Состав бензиновой фракции приведен табл.1. Для уменьшения коксовых отложений в катализаторе смесь содержит циркулирующий водородсодержащий газ. Содержание водорода в газе достигает 85-93%.

Процесс риформинга рассматривается в цилиндрической системе координат. Ось OZ направляется по оси реактора, а ось OR – в радиальном направлении.

Реагирующая смесь, протекая через каталитический слой, взаимодействует с поверхностью катализатора, где протекают сложные химические превращения. В соответствии с кинетической модели Смита [8] нафтеновые составляющие бензиновой фракции превращаются в ароматические и парафиновые, парафиновые составляющие в нафтеновые, ароматические составляющие в нафтеновые, а также происходят гидрокрекинги нафтеновых и парафиновых углеводородов. Химические реакции, протекающие в слое катализатора, имеют вид [8]:
превращения нафтеновых углеводородов ароматические:



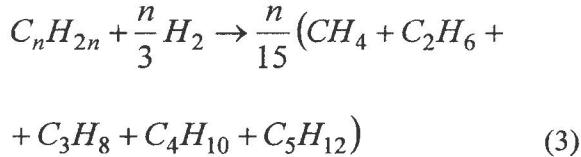
превращения нафтеновых углеводородов парафиновые:



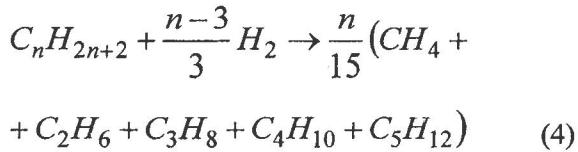
Таблица 1. Состав бензина каталитического риформинга

ρ_{293} ρ_{277}	Фракционный состав					Углеводородный состав, масс. %		
	Н.к.	10%	50%	90%	К.к.	ароматические	нафтеновые	парафиновые
0,7288	329	348	385	428	453	12	38	50

гидрокрекинг нафтеновых углеводородов:



гидрокрекинг парафиновых углеводородов:



Некоторые из этих реакций протекают с выделением тепла, а некоторые, наоборот, с поглощением тепла [8].

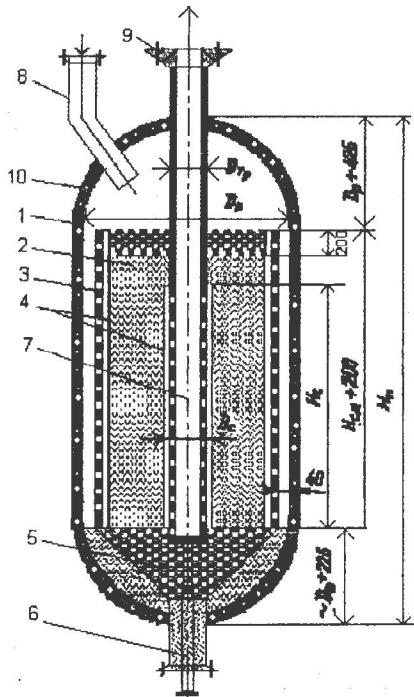


Рис. 1. Схема промышленного реактора с радиальным вводом сырья

Поток реагирующей смеси протекает по кольцевому коллектору и через перфорированную боковую стенку втекает в слой катализатора. По мере движения потока по кольцевому коллектору происходит распределение реагирующей смеси. Закон распределения потока заранее неизвестен и зависит от аэродинамики течения в подводящем и отводящем коллекторах, сопротивления слоя катализатора, перфорированной

боковой стенки и сетки, поддерживающей слой катализатора. В реальном случае режим течения является турбулентным. Однако расчет турбулентного потока представляет трудную задачу и требует больших машинных ресурсов. Поэтому для начала рассматривается моделирование ламинарного режима течения и тепломассообмена, которое позволяет представить общую картину в реакторе и построить точную математическую модель процесса риформинга.

Таким образом, физическая модель строится в следующих предположениях: 1) режим течения – ламинарный, газ – вязкий; 2) процесс протекает симметрично относительно продольной оси реактора; 3) течение смеси в слое катализатора удовлетворяет нелинейному закону фильтрации.

Система уравнений движения и тепломассообмена с учетом химической реакции записывается в виде [9]:

$$\begin{aligned} \rho u \frac{\partial u}{\partial z} + \rho v \frac{\partial u}{\partial r} = - \frac{\partial p}{\partial z} + 2 \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial z} \right) - \frac{2}{3} \frac{\partial}{\partial z} (\mu \operatorname{div} \vec{V}) + \\ + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[\mu r \left(\frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial z} \right) \right] - (\zeta_1 + \zeta_2 |\vec{V}|) \rho u \end{aligned} \quad (5)$$

$$\begin{aligned} \rho u \frac{\partial v}{\partial z} + \rho v \frac{\partial v}{\partial r} = - \frac{\partial p}{\partial r} + \frac{2}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\mu r \frac{\partial v}{\partial r} \right) - \frac{2}{3} \frac{\partial}{\partial r} (\mu \operatorname{div} \vec{V}) + \\ + \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu \left(\frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial z} \right) \right] - \frac{2v}{r^2} \mu - (\zeta_1 + \zeta_2 |\vec{V}|) \rho v \end{aligned} \quad (6)$$

$$\frac{\partial \epsilon \rho u}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial (\epsilon \rho v r)}{\partial r} = 0 \quad (7)$$

$$\begin{aligned} \rho u \frac{\partial c_H}{\partial z} + \rho v \frac{\partial c_H}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\rho D_z \frac{\partial c_H}{\partial z} \right) + \\ + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\rho D_r r \frac{\partial c_H}{\partial r} \right) + W_H \end{aligned} \quad (9)$$

$$\begin{aligned} \rho u \frac{\partial c_A}{\partial z} + \rho v \frac{\partial c_A}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\rho D_z \frac{\partial c_A}{\partial z} \right) + \\ + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\rho D_r r \frac{\partial c_A}{\partial r} \right) + W_A \end{aligned} \quad (10)$$

$$\rho u \frac{\partial c_\pi}{\partial z} + \rho v \frac{\partial c_\pi}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\rho D_z \frac{\partial c_\pi}{\partial z} \right) +$$

$$+ \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\rho D_r r \frac{\partial c_{\Pi}}{\partial r} \right) + W_{\Pi} \quad (11)$$

$$\rho_{icp} \frac{\partial T}{\partial z} + \rho_{vc_p} \frac{\partial T}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda_r r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + I_{H \rightarrow \Gamma} \omega_3 + I_{\Pi \rightarrow \Gamma} \omega_6 \\ + I_{H \rightarrow A} (\omega_1 - \omega_5) + I_{\Pi \rightarrow H} (\omega_2 - \omega_4) \quad (12)$$

При $\varepsilon = 1$ система переходит в обычные уравнения Навье-Стокса и применима к течению в свободных частях реактора, а при $\varepsilon < 1$ -описывает движение вязкого газа в слое катализатора.

Скорости изменения концентраций нафтеновых, ароматических, парафиновых углеводородов записутся в виде [8]:

$$W_H = -(\omega_1 - \omega_5) + (\omega_4 - \omega_2) - \omega_3 \quad (13)$$

$$W_A = \omega_1 - \omega_5 \quad (14)$$

$$W_{\Pi} = -(\omega_4 - \omega_2) - \omega_6 \quad (15)$$

Здесь $\omega_1 = k_1 p_H \rho_k$ -скорость реакции превращения нафтеновых углеводородов в аро-

матические, $\text{кмоль}/(\text{ч}^* \text{м}^3)$, $\omega_2 = \frac{k_1}{k_{p2}} p_n \rho_k$ -

скорость реакции превращения парафиновых углеводородов в нафтеновые, $(\text{кмоль}/\text{ч}^* \text{м}^3)$,

$\omega_3 = k_3 \frac{p_H}{\pi} \rho_k$ -скорость реакции гидрокре-

кинга нафтеновых углеводородов, $(\text{кмоль}/\text{ч}^* \text{м}^3)$,

$\omega_4 = k_2 p_H p_{H_2} \rho_k$ - скорость реакции пре-
вращения нафтеновых углеводородов в парафи-

новые, $(\text{кмоль}/\text{ч}^* \text{м}^3)$, $\omega_5 = \frac{k_1}{k_{p1}} p_A p_{H_2}^3 \rho_k$ - ско-

рость реакции превращения ароматических уг-
леводородов в нафтеновые, $(\text{кмоль}/\text{ч}^* \text{м}^3)$,

$\omega_6 = k_4 \frac{p_H}{\pi} \rho_k$ -скорость реакции гидрокре-
кинга парафиновых углеводородов, $(\text{кмоль}/\text{ч}^* \text{м}^3)$,
 k_1 -константа скорости реакции, $(\text{кмоль}/\text{ч}^* \text{Па}^* \text{кг}$

катализатора); $p_H, p_A, p_{\Pi}, p_{H_2}$ - парциаль-
ные давления нафтеновых, ароматических, па-
рафиновых углеводородов и водорода, Па; ρ_k -
плотность катализатора, $\text{кг}/\text{м}^3$, k_{p1} -константа
химического равновесия, Па^3 ; k_2 -константа ско-
рости реакции, $\text{кмоль}/(\text{ч}^* \text{Па}^2 * \text{кг-катализатора})$;
 k_{p2} -константа химического равновесия, Па^{-1} ;
 k_3, k_4 -константы скорости реакции, $(\text{кмоль}/\text{ч}^* \text{Па}^* \text{кг-катализатора})$; π - давление сырья в
реакторе, Па.

Подставляя выражения $\omega_1, \omega_2, \omega_3, \omega_4, \omega_5, \omega_6$ в (13) - (15) и выражая парциальные давления через концентрации соот-
ветствующих компонентов, находим:

$$W_H = - \left(k_1 - k_2 p_{H_2} + \frac{k_3}{\pi} \right) \pi M_{cp} \rho_k c_H + \\ + \frac{k_1}{k_{p1}} p_{H_2}^3 \pi M_{cp} \rho_k c_A - \frac{k_2}{k_{p2}} \pi M_{cp} \rho_k c_{\Pi} \quad (16)$$

$$W_A = - \frac{k_1}{k_{p1}} p_{H_2}^3 \pi M_{cp} \rho_k c_A + k_1 \pi M_{cp} \rho_k c_H \quad (17)$$

$$W_{\Pi} = - \left(\frac{k_4}{\pi} - \frac{k_2}{k_{p2}} \right) \pi M_{cp} \rho_k c_H - \\ - k_2 p_{H_2} \pi M_{cp} \rho_k c_H \quad (18)$$

Здесь M_{cp} - средняя молекулярная масса газа, поступающего в реактор.

Система уравнений (5) - (8) решается при гра-
ничных условиях:

на входном сечении кольцевого коллектора Γ_1 :

$$u = u(r), v = 0, c_H = c_H^0, \\ c_A = c_A^0, c_{\Pi} = c_{\Pi}^0, T = T_0 \quad (19)$$

на твердых стенках коллектора Γ_2 :

$$u = 0, v = 0, \frac{\partial c_H}{\partial r} = 0,$$

$$\frac{\partial c_A}{\partial r} = 0, \frac{\partial c_H}{\partial r} = 0, \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad (20)$$

на оси симметрии реактора Γ_3 :

$$\begin{aligned} \frac{\partial u}{\partial r} = 0, v = 0, \frac{\partial c_H}{\partial r} = 0, \frac{\partial c_A}{\partial r} = 0, \\ \frac{\partial c_H}{\partial r} = 0, \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \end{aligned} \quad (21)$$

на выходном сечении внутреннего коллектора Γ_4 :

$$\begin{aligned} \frac{\partial u}{\partial z} = 0, v = 0, \frac{\partial c_H}{\partial z} = 0, \frac{\partial c_A}{\partial z} = 0, \\ \frac{\partial c_H}{\partial z} = 0, \frac{\partial T}{\partial z} = 0 \end{aligned} \quad (22)$$

В уравнениях (5) - (8) z, r - цилиндрические координаты, м, u, v - продольная и поперечная компоненты вектора скорости, м/с, p - давление, плотность сырья, Па, μ - коэффициент динамической вязкости жидкости, кг/(м²с), ρ - плотность сырья, кг/м³, c_H, c_A, c_P - концентрации нафтеновых, ароматических, парафиновых углеводородов, соответственно, кмоль/кг, c_p - теплоемкость газа, поступающего в реактор, Дж/(кг*К), T - температура, К, D - эффективный коэффициент диффузии, м²/с, λ - эффективный коэффициент теплопроводности, Вт/(м²К), I - теплота реакции, кДж/кмоль.

Коэффициенты нелинейного закона фильтрации ζ_1, ζ_2 выражаются в форме [9,10]. Константы химического равновесия и скоростей химических реакций определяются по эмпирическим зависимостям [8]:

$$k_{p1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} \cdot e^{\frac{46,15 - 25600}{T}} \quad (17)$$

$$k_{p2} = 9,81^{-1} \cdot 10^{-3} \cdot e^{\frac{4450}{T} - 7,12} \quad (18)$$

$$\begin{aligned} k_1 = 4.485 \cdot 10^{-6} \exp\left(-1.389 \cdot \frac{1000}{T}\right) - \\ - 4.898 \cdot 10^{-7} \end{aligned} \quad (19)$$

$$\begin{aligned} k_2 = 81.773 \cdot 10^{-15} \exp\left(-1.818 \cdot \frac{1000}{T}\right) - \\ - 6.318 \cdot 10^{-15} \end{aligned} \quad (20)$$

$$\begin{aligned} k_{3,4} = 2.267 \cdot 10^{11} \exp\left(-22.942 \cdot \frac{1000}{T}\right) - \\ - 1.744 \cdot 10^{-4} \end{aligned} \quad (21)$$

Коэффициенты диффузии и теплопроводности в свободных частях реактора равны величинам коэффициентов диффузии, теплопроводности сырья, а в зернистым слое найдены согласно экспериментальным данным [10]:

$$\begin{aligned} D_{z,r} &= A_0 D_0 + B_0 |\vec{V}| d \\ \lambda_{z,r} &= \lambda_0 + C_0 |\vec{V}| \rho c_p d \end{aligned} \quad (22)$$

где D_0, λ_0 - коэффициенты диффузии, теплопроводности сырья, d - диаметр зерна катализатора, A_0, B_0, C_0 - эмпирические константы.

Вследствие симметричности процесса выделяется активная часть реактора риформинга, где протекают химические реакции и превращения компонентов нефтяных фракций и расчет системы уравнений движения и тепломассобмена проводится в этой области реактора (рис.2).

Система уравнений (5)-(12) решается численным методом в переменных функции тока и напряженности вихря [11-13].

Функция тока ψ вводится, удовлетворяя уравнения неразрывности движения, посредством равенств:

$$\rho \epsilon u = \frac{\partial \psi}{\partial r}, \rho \epsilon v = -\frac{\partial \psi}{\partial z} \quad (23)$$

а напряженность вихря ω - стандартным выражением:

$$\omega = \frac{\partial v}{\partial z} - \frac{\partial u}{\partial r} \quad (24)$$

Подставляя (23) в (24), получим уравнение для функции тока:

$$\frac{\partial^2 (\psi / \rho \epsilon r)}{\partial^2 r} + \frac{\partial^2 (\psi / \rho \epsilon z)}{\partial^2 z} + \omega = 0 \quad (25)$$

Из системы уравнения движения, исключая давления, стандартным образом можно получить

уравнение для напряженности вихря [11-13]:

$$\begin{aligned} r^2 \left[\frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\omega}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} \right) - \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{\omega}{r} \frac{\partial \psi}{\partial z} \right) \right] = \\ = \frac{\partial}{\partial z} \left[r^3 \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\omega}{r} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial r} \left[r^3 \frac{\partial}{\partial r} \left(\mu \frac{\omega}{r} \right) \right] - S_\omega \quad (26) \end{aligned}$$

где S_ω - источниковый член определяет сопротивление слоя.

Границные условия для уравнения (25), (26) легко получаются из (6) - (8):

$$\begin{aligned} \text{при } \Gamma_1: \omega = \omega_o(r), \psi = \psi_o(r); \\ \text{при } \Gamma_2: \omega_w = -\frac{2 * (\psi_p - \psi_w)}{R_w h_p^2 \rho_w}, \psi = \psi_w; \\ \text{при } \Gamma_3: \omega = \psi = 0; \\ \text{при } \Gamma_4: \frac{\partial \omega}{\partial z} = \frac{\partial \psi}{\partial z} = 0. \quad (27) \end{aligned}$$

Как видно из (27), на твердых поверхностях граничные условия для напряженности вихря определяются по формуле Тома [11-13].

Расчетная область покрывается разностной сеткой с размером (121x91). Конечно-разностная аппроксимация системы уравнений получается методом контрольного объема с удовлетворением условий сопряжения на границах раздела сред [9]. Уравнения для напряженности вихря, переноса тепла и вещества были аппроксимированы гибридной схемой [11-13]. Разностные аналоги уравнения завихренности и переноса тепла и вещества рассчитывались методом Гаусса-Зейделя, а функции тока – методом верхней релаксации [12]. Время расчета одного режима составляет 800с.

Для апробации численного метода проведен расчет течения вязкой жидкости в проточном реакторе с неподвижным зернистым слоем. Полученные расчетные данные находятся в хорошем качественном и количественном согласии с результатами расчета [9].

Обсуждение результатов расчета.

Расчеты были проведены для двух режимов: при производительности реактора $G=2400\text{т}/\text{сут}$, $G=3600 \text{ т}/\text{сут}$.

На рисунках 2 - 5 представлены распределения концентраций компонентов и температуры

по длине катализитического слоя в разных сечениях по радиусу реактора. Распределения концентраций при $\Delta r=0\text{м}$ означают данные на входном слое катализатора, $\Delta r=0,455\text{м}$ – на среднем слое катализатора, $\Delta r=0,91\text{м}$ – на выходном слое катализатора. Расчетные данные концентраций компонентов в соответствии с кинетикой Смита определяют превращения нафтеновых, парафиновых углеводородов в ароматические составляющие.

Уравнения переноса компонентов нефтяных фракций (9-11) описывают процесс превращения их в зависимости от конвекции, диффузии и скорости химической реакции. Влияние того или иного механизма характеризует и выражает распределение концентрации компонентов веществ. Как видно из рисунка 2, по мере движения реагирующей смеси внутри слоя происходят превращения нафтеновых и ароматических углеводородов. Причем распределения концентрации компонентов по длине катализитического слоя являются неоднородными и это, прежде всего, объясняется неоднородностью фильтрационной скорости. Большие значения скорости течения вызывают увеличение скорости массообмена между фильтрационным потоком и катализитическим слоем по сравнению скорости химической реакций на зерне катализатора [14]. Ввиду чего в области больших фильтрационных скоростей реагирующая смесь не успевает прореагировать, а в области малых их значений, наоборот, происходит более интенсивное превращение углеводородов.

На рис. 3 приведены распределения концентрации парафиновых углеводородов (c_{II}) и температуры (T) по длине катализитического слоя в разных сечениях по радиусу реактора. Нетрудно заметить, что неравномерности в распределении концентрации c_{II} и T вызваны с неоднородностью распределения фильтрационной скорости. В областях, где низкая интенсивность эндотермической химической реакции, тепло поглощается меньше, чем в областях, где происходит интенсивное, химическое превращение и температура заметно снижается (см. рис. 3б). Как показывают расчеты, в результате химических превращений в катализитическом слое наблюдается увеличение ароматических углеводородов, уменьшение нафтеновых и парафиновых углеводородов, что хорошо согласуется с опытными данными [1].

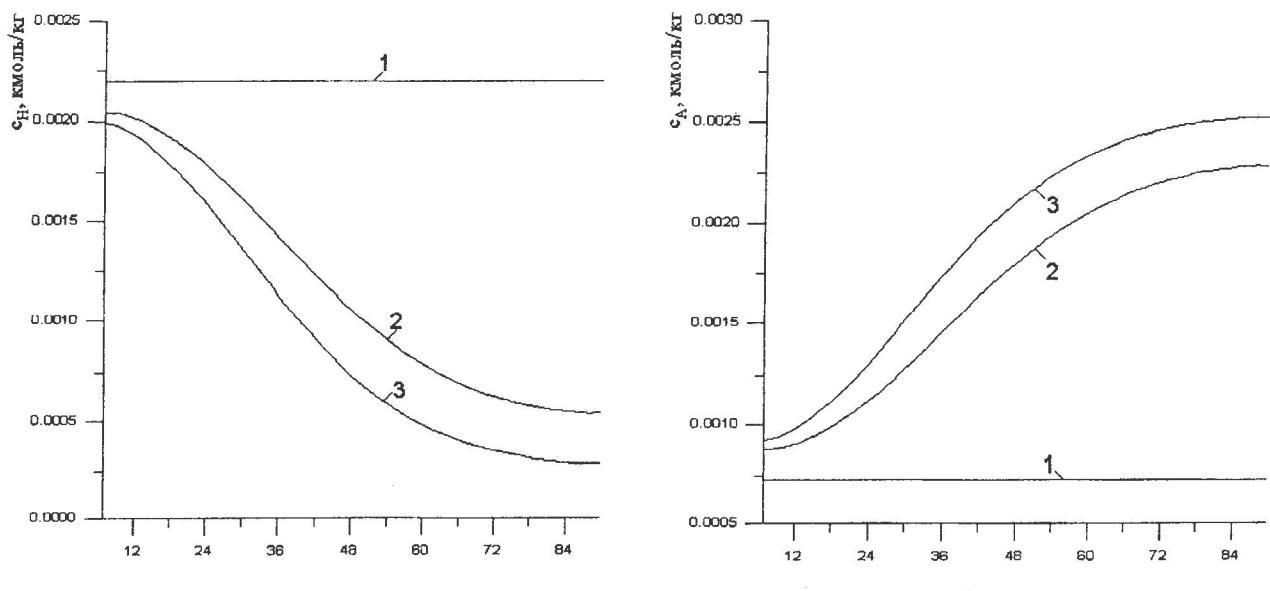


Рис. 2. Распределения нафтеновых (а) и ароматических (б) углеводородов по длине слоя катализатора первого реактора:
1 - на входе ($\Delta r = 0$ м), 2 - в середине слоя ($\Delta r = 0,455$ м), 3 - на выходе ($\Delta r = 0,91$ м).

Промышленные процессы риформинга происходят в цепи двух реакторов с радиальным и одного с аксиальным подводами, причем между ними реагирующая смесь нагревается в теплообменниках до начальной температуры $T=803\text{K}$ [1]. В этой связи проведены расчеты второго реактора с радиальным вводом сырья. Значения концентраций компонент сырья на входе

во второй реактор принимались равным, соответствующим значениям их на выходе из первого реактора.

На рис. 4 приведены распределения нафтеновых (а) и ароматических (б) углеводородов, а на рис. 5 показаны распределения парафиновых углеводородов (а) и температуры (б) в слое катализатора второго реактора.

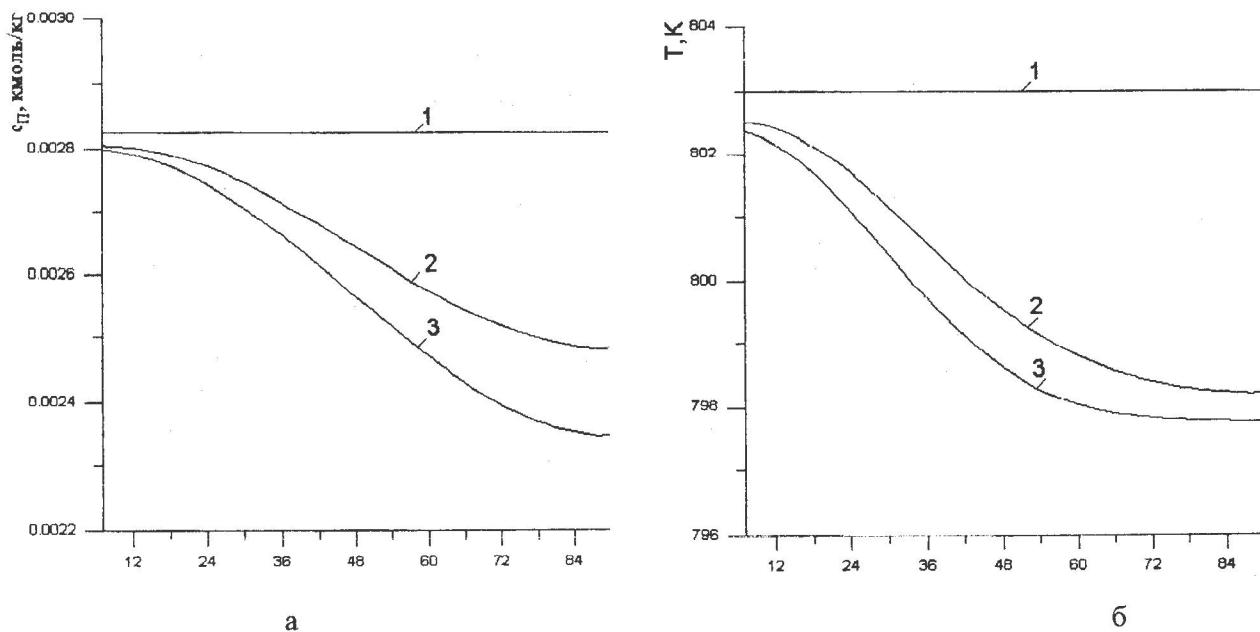


Рис. 3. Распределения парафиновых углеводородов (а) и температуры (б) в слое катализатора первого реактора: 1 - на входе ($\Delta r = 0$ м), 2 - в середине слоя ($\Delta r = 0,455$ м), 3 - на выходе ($\Delta r = 0,91$ м).

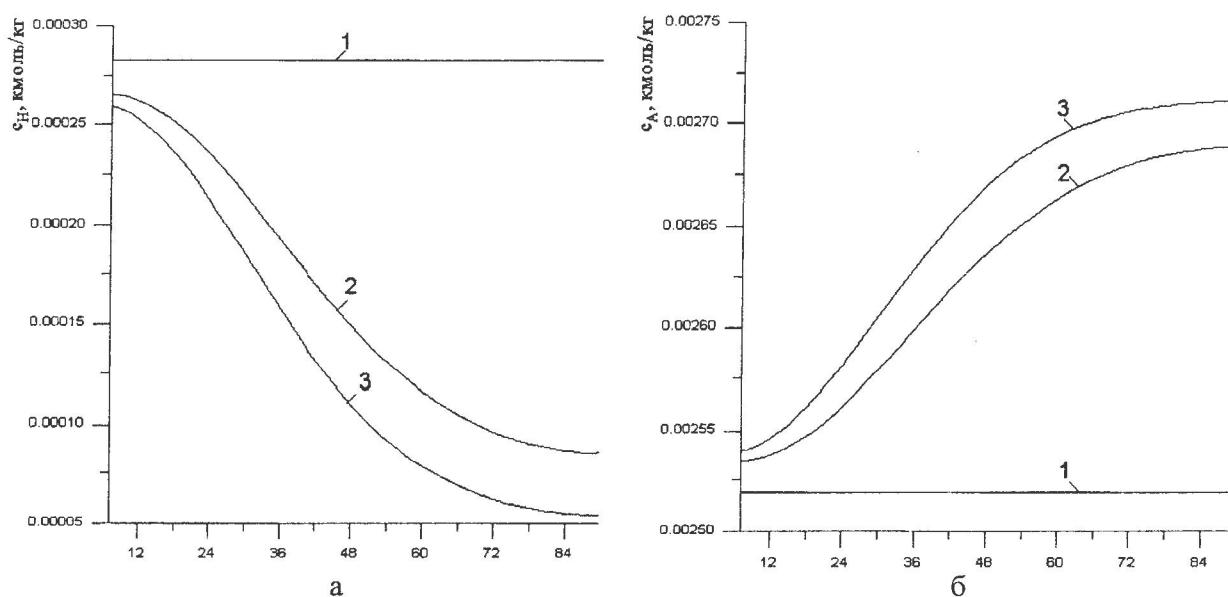


Рис. 4. Распределения нафтеновых (а) и ароматических (б) углеводородов в слое катализатора второго реактора:
1 - на входе ($\Delta r = 0\text{м}$), 2 - в середине слоя ($\Delta r = 0,455\text{м}$), 3 - на выходе ($\Delta r = 0,91\text{м}$).

В заключении можно констатировать создание полномасштабной математической модели процесса риформинга в промышленных каталических реакторах. Результаты исследования

позволяют провести подробный анализ процесса риформинга в соответствии с технологическим регламентом промышленных реакторов и найти оптимальные режимы работы.

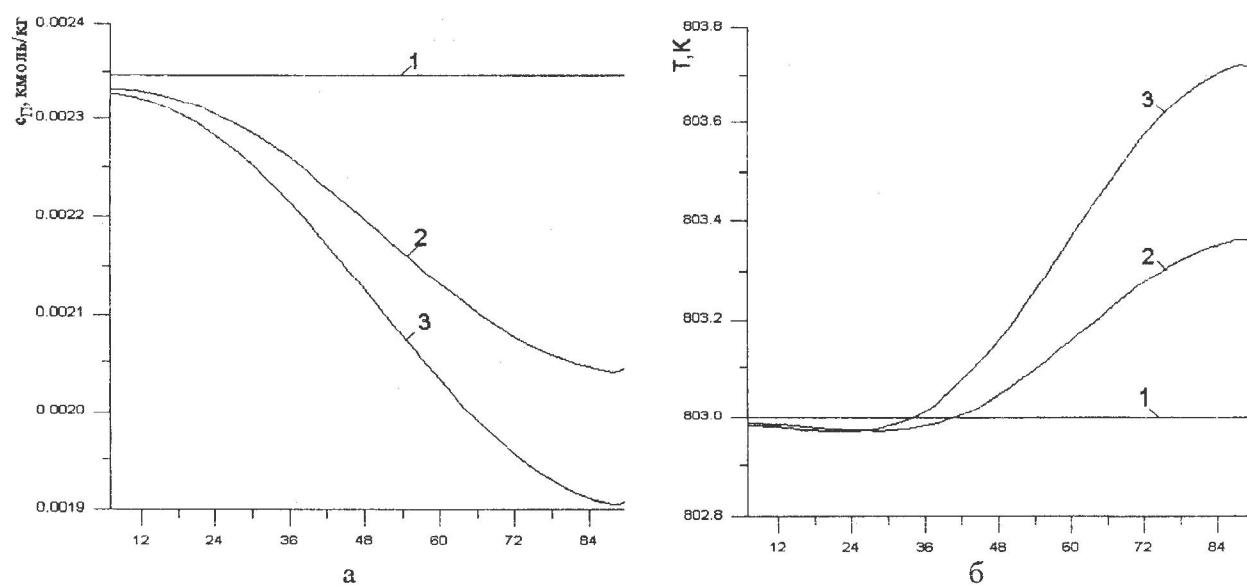


Рис. 5. Распределения парафиновых углеводородов (а) и температуры (б) в слое катализатора второго реактора:
1 - на входе ($\Delta r = 0\text{м}$), 2 - в середине слоя ($\Delta r = 0,455\text{м}$), 3 - на выходе ($\Delta r = 0,91\text{м}$).

ЛИТЕРАТУРА

1. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. -Л.: Химия, 1974.-343 с.
2. Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. -М.: Химия, 1982.-584 с.
3. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник/ Под ред. Судакова Е.Н.-М.: Химия, 1979.-556 с.
4. Суханов В.П., Каталитические процессы в нефтепереработке.-М.: Химия, 1979. -344 с.
5. Жоров Ю.М. Моделирование физико-химических процессов нефтепереработки и нефтехимии.-М.: Химия, 1978.-376 с.
6. Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.Л. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник. - М.: Химия, 1979. - 556 с.
7. Адельсон С.В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии.-М.: Гостоптехиздат, 1963.-310с.
8. Smith R.B. Kinetic analysis of Naphtha reforming with platinum catalyst// Chem. Eng. Prog. – 1959. V.55, №6. –pp. 76-80.
9. Ершин Ш.А., Жапбасбаев У.К., Балакаева Г.Т. Теория и расчет аппаратов каталитической очистки. -Алматы: КазГУ, 1997. -227 с.
10. Аэров М.Э., Тодес О.М., Наринский Д.А. Аппараты со стационарным зернистым слоем. -Л.: Химия, 1979. -176 с.
11. Gosman A.D., Pun W.M., Runchal A.K., Spalding D.B., Wolfson M. Heat and Mass Transfer in Recirculating Flows. -London and New York. 1969. -309 p.
12. Роуч П. Вычислительная гидромеханика. М.: Мир, 1979. -487 с.
13. Пасконов В.М., Полежаев В.И., Чудов Л.А. Численное моделирование процессов тепло- и массообмена. -М.: Наука, 1983. -288 с.

Резюме

Риформинг үдерісінің қозғалыс, энергия және белсенді аймақтағы мұнай өнімдерінің химиялық реакциялармен өзгеретін қоспалары компоненттерінің ауысының қамтитын тендік жүйесімен бірге катализатордың жылжымайтын қабатында жүретін рифформинг үдерісінің кең масштабтағы математикалық моделі жасалған. Есептеу мәліметтері реактордың бос бөліктеріндегі аэродинамикалық ағымдарды, катализатор қабатына қоспалардың бөлінісін, мұнай өнімдерінің катализатор қабатына химиялық жолмен ағым зандауылтарын, оның ішінде: нафтанді, парафинді құрауыштардың хош иісті құрауыштарға айналымын көрсетеді.

Алынған нәтижелер қоспалардың, жылудың, нафтанді, парафинді және хош иісті құрауыштардың жылдамдығының тен емес түрде болінетінін жасалған математикалық модельдің катализатордың жылжымайтын қабатында жүретін рифформинг үдерісін зерттеудегі қолдайлышының көрсетіп отыр. Бұл есептеу өдісін өндірістік реактордағы рифформинг үдерісін талдау мен басқару үшін де қолдануға болады.

Summary

The paper presents the whole-scaled mathematical modeling of catalytic process in radial reactor with dead catalyst layer that includes action and energy equation system and transfer of reacting blend components with chemical oil products conversion reactions in the active zone.

Rated data show the flow aerodynamics in empty parts of reactor, reacting blend distribution in catalytic layer, oil products chemical conversion seep normality, exactly: conversion of naphtha, paraffin constituents into fragrant ones.

Gained results confirm the unbalances of reacting blend speed, temperature distribution, concentrations of naphtha, paraffin and fragrant constituents, application of created mathematical modeling to study reforming process in reactors with dead layer of accelerator. Developed estimation method can be applied for analysis and management of reforming process in ultimate reactions.

КБТУ–КазНУ им.аль-Фараби

Поступила 19.10.09