

Литература

1. Дмитриева Г.Б., Беренгартен М.Г., Каган А.М., Пушнов А.С., Климов А.Г. Сравнение тарельчатых и насадочных контактных устройств колонных аппаратов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2007 . №1. С.9 – 10.
2. Соколов А.С. Влияние типа керамической кольцевой насадки на процесс абсорбции газов // Автореферат дисс. ...канд. техн. наук. – М.:МГУИЭ, 2009.
3. Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии – М.: Химия,1991.-496 с.
4. Рамм В.М. Абсорбция газов.- М.: Химия,1976.-656 с.
5. Каталог компании Ningbo TianYi Chemical Industrial(T.C.I) Co., ltd
6. Chinese Journal Chemical Engineering 10 (6) 634-634 2002.
7. www.raschig.com
8. Сокол Б.А., Чернышев А.К., Баранов Д.А., Беренгартен М.Г., Левин Б.В Насадки массообменных колонн. - М.: ИНФОХИМ, 2009. - 358 с.
9. Кутепов А.М., Баранов Д.А., Бутков В.В., Вольнец А.З., Вязьмин А.В., Жихарев А.С., Орлов В.А., Пирогова О.В., Рудов Г.Я., Сидельников И.И., Соломаха Г.П., Чепура И.В. Практикум по процессам и аппаратам химической технологии.-М.: ИЦ Академия, 2005 - 328 с.
10. Дьяконов Г.С., Фарахов М.И., Маряхин Н.Н., Ясавеев М.Х., Шигапов И.М., Лаптев А.Г. Разработка новой нерегулярной насадки и ее гидродинамические исследования // Тепло-массообменные процессы и аппараты химической технологии. Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань: КГТУ, 2000. - С. 239 – 248.

Варианты оптимизации управления получением технического углерода по идеализированной модели реактора

Боровков А.Д.¹, д.т.н. проф. Цыганков М.П..²
¹Университет машиностроения,
²ЯГТУ
cigg@rambler.ru

Аннотация. Рассмотрены предельные варианты повышения эффективности процесса получения технического углерода для схем с рециркуляцией и без рециркуляции отходящего газа в реакторах. "Предельность" оценивается в смысле использования идеализированной модели, в которой не учитывается газификация углерода продуктами реакции. Для оптимизации использован экономический критерий оптимальности. Дана интерпретация полученных условий оптимального управления технологическим режимом реактора с учетом влияния этого режима на энергозатраты.

Ключевые слова: *технический углерод, реакторный процесс, задача оптимизации, математическая модель, рециркуляция, газификация, энергозатраты*

Важнейшим направлением повышения эффективности энергоемких крупнотоннажных производств, является энергосбережение. Далее рассматривается производство технического углерода, включающее энергоемкий процесс получения аэрозоля дисперсного углерода в крупнотоннажных реакторах [1]. Исследование возможностей энергосбережения нашло отражение в многочисленных работах исследователей реакторного процесса.

Схема современного многоканального реактора для производства высокодисперсных марок продукта приведена на рисунке 1. В реакторе происходит образование частиц углерода в результате термоокислительного пиролиза углеводородного сырья.

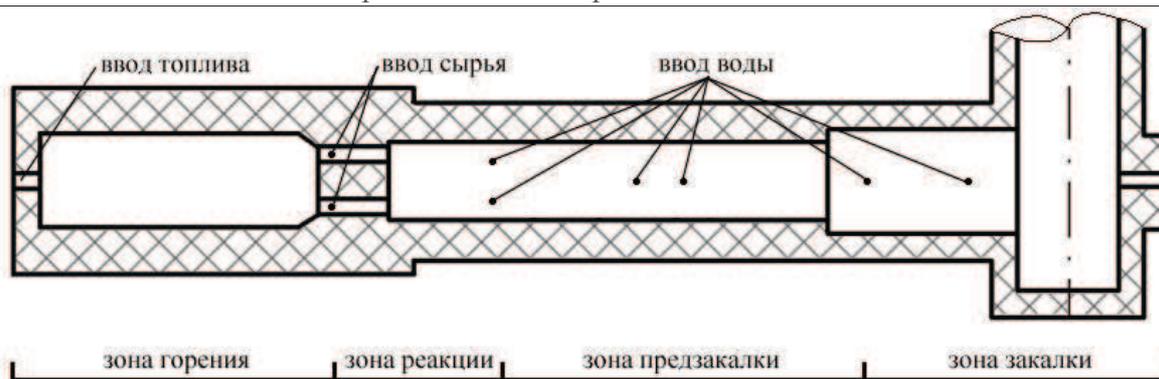


Рисунок 1. Схема рассматриваемой части реактора технического углерода

В работах по снижению энергозатрат реакторного процесса, описываются методы энергосбережения путем рекуперативного подогрева воздуха, подаваемого в реактор, горячим аэрозолем технического углерода [1, 2] и путем рециркуляции потока аэрозоля или отходящих газов, очищенных от дисперсного углерода в рукавных фильтрах [3 – 6].

В настоящее время на производстве активно используется первый из вышеперечисленных методов. Совершенствование способов и средств энергосбережения по данному методу осуществлялось параллельно с работами по повышению стойкости футеровки реактора для увеличения температуры в зоне горения. При оценке влияния рекуперативного нагрева воздуха на технико-экономические показатели процесса следует учитывать системную взаимосвязь этого влияния с влиянием роста термостойкости футеровочного материала. Этого при анализе результатов совершенствования конструкции реакторов не делается [2], что может привести к неверной трактовке таких результатов.

Кроме того, несмотря на достаточно большое количество работ, посвященных применению данных методов, в литературе и на производстве не встречается формализованной постановки и решения задачи оптимизации управления технологическим режимом реактора по экономическим критериям с учетом системной взаимосвязи рециркуляционных процессов подогрева воздуха и возврата части отходящих газов в реактор. Этим, возможно, объясняется отсутствие реального внедрения и промышленного использования второго метода энергосбережения на производстве.

Целью данной работы является расчетное обоснование выбора схемы рециркуляции потоков и поиск оптимального режима для выбранной схемы организации процесса, основанное на решении задачи оптимизации с использованием экономического критерия.

Структура модели технологического объекта

Для поиска оптимального решения используем математическую модель реактора с рециркуляцией отходящих газов после отделения дисперсного углерода от газового потока. Модель может использоваться и для текущей схемы организации процесса, если полагать коэффициент рециркуляции равным нулю.

Далее моделирование базируется на традиционном зонном представлении реактора [1, 2], в соответствии с протекающими в нем процессами (см. рисунок 2):

1. сжигание вспомогательного топлива и горючих компонентов газов рециркуляции, (очищенных от дисперсного углерода и направляемых в реактор из фильтра) в потоке воздуха;
2. нагрев, испарение сырья и горение его части;
3. разложение несгоревшей части сырья;
4. охлаждение газов за счет распыления воды, и последующего охлаждения в рекуперативном теплообменнике.

С целью оценки верхних пределов эффективности анализируемых вариантов организации процесса используем расчетные соотношения для расчета выхода и производительности реактора по техническому углероду без учета реакций газификации [7].

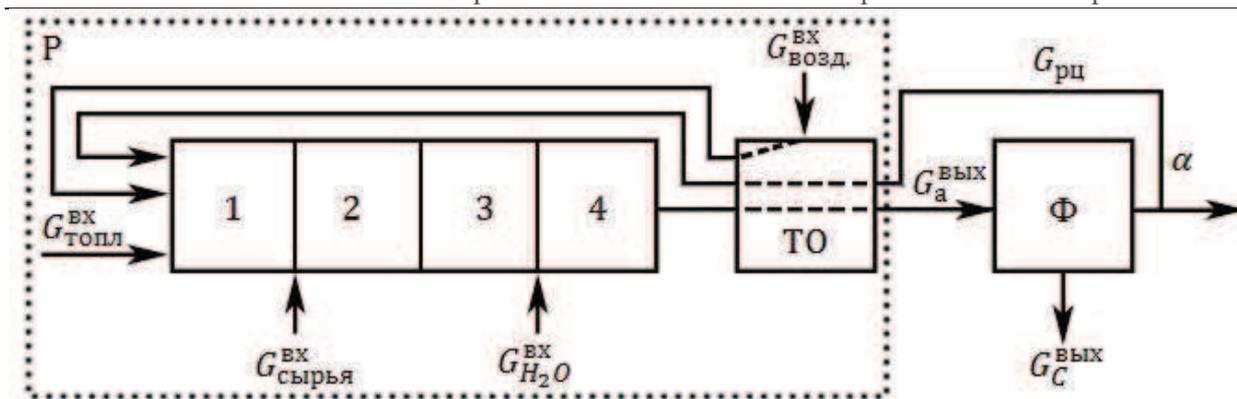


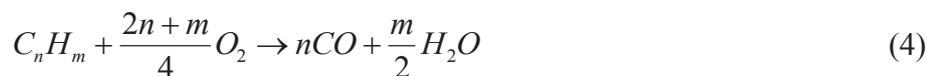
Рисунок 2. Схематичное изображение рассматриваемой части установки:
 1, 2, 3, 4 – соответственно зоны: горения топливных компонентов, испарения, разложения сырья, ввода закалочной воды в реакторе; ТО – рекуперативный теплообменник реактора; Ф – рукавный для отделения дисперсного углерода от газа; Р – реактор технического углерода; $G_{\text{возд.}}^{\text{вх}}$ – поток воздуха, подаваемого в реактор; $G_{\text{топл}}^{\text{вх}}$ – поток топлива, подаваемого в зону горения; $G_{\text{сырья}}^{\text{вх}}$ – поток углеводородного сырья, подаваемого в зону реакции; $G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{вх}}$ – поток закалочной воды; $G_{\text{C}}^{\text{вых}}$ – расход дисперсного углерода, отбираемого из фильтра; $G_{\text{а}}$ – поток аэрозоля из реактора; $G_{\text{рц}}$ – поток рециркулирующих газов, очищенных от дисперсного углерода; α – коэффициент рециркуляции

Примем ряд допущений:

- характер процессов, протекающих, в реакторе – установившийся;
- состав вспомогательного топлива (природного газа) близок к составу метана;
- происходит полное (до CO_2) сгорание вспомогательного топлива в избытке кислорода воздуха и неполное (до CO) горение сырья в условиях недостатка кислорода;
- углеводородный состав многокомпонентного сырья представляется условной молекулой (C_nH_m);
- процессы горения топлива, сырья и разложения углеводородов заканчиваются к границам зон;
- потери тепла в окружающую среду отсутствуют.

Решение задачи оптимизации выполняем для постоянной производительности реактора по целевому компоненту.

В соответствии с принятыми допущениями стехиометрическая схема химических превращения в аппарате имеет вид:



С учетом разбиения реактора на зоны, записываем уравнения материального покомпо-

нентного баланса для каждой зоны реактора.

Далее составляем тепловой баланс по каждой зоне реактора, используя полученные выражения для расходов компонентов.

Уравнения теплового баланса используем при решении задачи оптимизации. Помимо уравнений теплового баланса также используем при расчете координатные ограничения на переменные состояния и управления процессом, имеющие функциональный смысл ограничений на переменные технологического режима.

Выбор критерия оптимальности и переменных управления

Выбираем экономический критерий оптимальности себестоимость единицы конечного продукта:

$$F = \frac{\text{cost}}{G_C^{\text{вых}}}, \quad (6)$$

где:

F – критерий оптимальности (себестоимость продукции);

cost – совокупные затраты на производство продукции.

Совокупные затраты cost определяются как:

$$\text{cost} = \text{cost}_{\text{топл}} + \text{cost}_{\text{сырья}} + \text{cost}_{\text{возд}} + \text{cost}_{\text{воды}} + \text{cost}_{\text{проч}}, \quad (7)$$

где:

$\text{cost}_{\text{топл}}$, $\text{cost}_{\text{сырья}}$, $\text{cost}_{\text{возд}}$, $\text{cost}_{\text{воды}}$ – затраты на приобретение/получение и подачу топлива, сырья, технического воздуха и технической воды соответственно.

$\text{cost}_{\text{проч}}$ – затраты на производство технического углерода возникающие по ходу технологического процесса после реактора.

Анализируя затраты на производство технического углерода, можно сделать следующие выводы:

– затраты на подачу топлива и углеводородного сырья малы по сравнению с затратами на их приобретение;

– затраты на получение и подачу технической воды воздуха малы по сравнению с затратами на приобретение топлива и углеводородного сырья;

– затраты на производство технического углерода возникающие по ходу технологического процесса после реактора при условии постоянства производительности реактора $G_C^{\text{вых}}$ по целевому компоненту постоянны.

С учетом вышеуказанного:

$$F = \frac{c_{\text{топл}} G_{\text{топл}}^{\text{вх}} + c_{\text{сырья}} G_{\text{сырья}} + \text{cost}_{\text{проч}}}{G_C^{\text{вых}}}, \quad (8)$$

где: $c_{\text{топл}}$, $c_{\text{сырья}}$ – цена на топливо и углеводородное сырье соответственно.

Для удобства расчета и оценки полученных результатов оптимизацию реакторного процесса производим с учетом условия неизменности производительности реактора $G_C^{\text{вых}} = \text{const}$. Таким образом, критерий оптимизации содержит постоянную составляющую $\text{cost}_{\text{проч}}/G_C^{\text{вых}}$, которую можно исключить:

$$F = \frac{c_{\text{топл}} G_{\text{топл}}^{\text{вх}} + c_{\text{сырья}} G_{\text{сырья}}}{G_C^{\text{вых}}}, \quad (9)$$

Входные переменные (температуры $T_{\text{возд}}^{\text{вх}}$, $T_{\text{топл}}^{\text{вх}}$, $T_{\text{сырья}}^{\text{вх}}$, $T_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{вх}}$ воздуха топлива сырья и воды, подаваемых в реактор, их расходы $G_{\text{возд}}^{\text{вх}}$, $G_{\text{топл}}^{\text{вх}}$, $G_{\text{сырья}}^{\text{вх}}$, $G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{вх}}$ и коэффициент рецирку-

ляции α), при заданном составе $C_n H_m$ сырья определяют технологический режим реактора, показатели производительности $G_C^{ВЫХ}$ готового продукта, его качество и долю сгоревшего сырья $\gamma = G_C^{ГОР} / G_C^{ВЫХ}$.

С учетом фиксированной производительности реактора в формальных преобразованиях уравнений модели входными переменными удобно считать $G_C^{ВЫХ}$ и γ , исключив $G_{сырья}^{ВХ}$ и $G_{возд}^{ВХ}$, которые далее в расчетных схемах рассматриваются как зависимые, что повышает удобство и содержательность анализа. Такая замена означает регулирование производительности и доли сжигаемого сырья путем изменения расходов сырья и воздуха в реактор.

Исходя из уравнений материального баланса, находим выражения для определения покомпонентных расходов на входе каждой зоны реактора (представлены в таблице 1). При этом, учитывая условие неизменности производительности реактора, покомпонентные расходы выражаем через $G_C^{ВЫХ}$.

Таблица 1

Выражения для определения значений массовых расходов компонентов

Компонент	На входе в зону 1	На входе в зону 2	На входе в зону 3	На входе в зону 4	На выходе из зоны 4
O_2	$G_{O_2}^{ВХ1} = \alpha \cdot \frac{2-m}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{4}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma}$ $\alpha + 4 \cdot G_{топл}^{ВХ} + \frac{2 \cdot (2-n+m)}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma}$	$G_{O_2}^{ВХ2} = \frac{2 \cdot (2-n+m)}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma}$			
N_2	$G_{N_2}^{ВХ1.1} = \frac{0.77}{0.23} \cdot \left(\alpha \cdot \frac{2-m}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{4}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \right) \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha} + \alpha + 4 \cdot G_{топл}^{ВХ} + \frac{2 \cdot (2-n+m)}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma}$ $G_{N_2}^{ВХ1.2} = \frac{0.77}{0.23} \cdot \left(\alpha \cdot \frac{2-m}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{4}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \right) \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha}$	$G_{N_2}^{ВХ2} = \frac{0.77}{0.23} \cdot \left(\alpha \cdot \frac{2-m}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{4}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \right) \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha} + \alpha + 4 \cdot G_{топл}^{ВХ} + \frac{2 \cdot (2-n+m)}{3-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma}$			
H_2	$G_{H_2}^{ВХ1} = \frac{m}{12 \cdot n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \alpha$			$G_{H_2}^{ВХ4} = \frac{m}{12 \cdot n} \cdot G_C^{ВЫХ}$	
H_2O	$G_{H_2O}^{ВХ1} = \left(\left(\alpha \cdot \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{9}{4} \cdot G_{топл}^{ВХ} + \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \right) + G_{H_2O}^{ВХ} \right) \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha}$	$G_{H_2O}^{ВХ2} = \left(\alpha \cdot \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{9}{4} \cdot G_{топл}^{ВХ} \right) \cdot \frac{1}{1-\alpha} + \left(\frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} + G_{H_2O}^{ВХ} \right) \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha}$	$G_{H_2O}^{ВХ3} = \left(\alpha \cdot \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{9}{4} \cdot G_{топл}^{ВХ} + \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \right) \cdot \frac{1}{1-\alpha} + G_{H_2O}^{ВХ} \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha}$	$G_{H_2O}^{ВХ4.1} = \left(\alpha \cdot \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{9}{4} \cdot G_{топл}^{ВХ} + \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \right) \cdot \frac{1}{1-\alpha} + G_{H_2O}^{ВХ} \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha}$ $G_{H_2O}^{ВХ4.2} = G_{H_2O}^{ВХ}$	$G_{H_2O}^{ВХ4} = \left(\left(\alpha \cdot \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} + \frac{9}{4} \cdot G_{топл}^{ВХ} + \frac{3-m}{4-n} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \right) + G_{H_2O}^{ВХ} \right) \cdot \frac{1}{1-\alpha}$
$C_n H_m$		$G_C^{ВХ2} = \left(1 + \frac{m}{12 \cdot n} \right) \cdot \frac{1}{1-\gamma} \cdot G_C^{ВЫХ}$	$G_C^{ВХ3} = \left(1 + \frac{m}{12 \cdot n} \right) \cdot G_C^{ВЫХ}$		
C				$G_C^{ВХ4} = G_C^{ВЫХ}$	
CO_2	$G_{CO_2}^{ВХ1} = \left(\frac{11}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \cdot \alpha + \frac{11}{4} \cdot G_{топл}^{ВХ} \right) \cdot \frac{\alpha}{1-\alpha}$		$G_{CO_2}^{ВХ2} = \left(\frac{11}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \cdot \alpha + \frac{11}{4} \cdot G_{топл}^{ВХ} \right) \cdot \frac{1}{1-\alpha}$		
CO	$G_{CO}^{ВХ1} = \frac{7}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma} \cdot \alpha$			$G_{CO}^{ВХ1} = \frac{7}{3} \cdot G_C^{ВЫХ} \cdot \frac{\gamma}{1-\gamma}$	
CH_4	$G_{CH_4}^{ВХ1} = G_{топл}^{ВХ}$				

Уравнения тепловых балансов имеют вид:

$$\begin{aligned}
 Q_{\Gamma}^{ВХ1} + Q_{возд}^{ВХ1} + Q_{топл}^{ВХ1} + Q_{H_2}^{ВХ1} + Q_{гор}^{ГОР} + Q_{CO}^{ГОР} &= Q_{\Gamma}^{ВХ2}, \\
 Q_C^{ВХ2} + Q_{\Gamma}^{ВХ2} - Q_{сырья}^{исп} + Q_{H_2}^{гор} + Q_{сырья}^{гор до CO} &= Q_{\Gamma}^{ВХ3}, \\
 Q_{\Gamma}^{ВХ3} + Q_p^3 &= Q_{\Gamma}^{ВХ4}, \\
 Q_{\Gamma}^{ВХ4} + Q_{H_2O}^{ВХ4} - Q_{H_2O}^{исп} &= Q_{\Gamma}^{ВХ4.2},
 \end{aligned}
 \tag{10}$$

где: Q – поток тепла ($Q_X^{ВХi}$ – поступающего в зону i с компонентом или смесью компонентов X ; $Q_X^{ГОР}$ – выделяемого при горении компонента X в условиях избытка кислорода; $Q_{сырья}^{исп}$ – затрачиваемого при испарении сырья; $Q_{сырья}^{гор до CO}$ – выделяемого при горении сырья в

условиях недостатка кислорода; Q_p^3 – выделяемого при реакции разложения сырья; $Q_{H_2O}^{исп}$ – затрачиваемого при испарении закалочной воды; $Q_{г}^{вых4}$ – отбираемого из зоны 4 с аэрозодем технического углерода).

Детализируя составляющие уравнений тепловых балансов при помощи выражений для покомпонентных расходов и аппроксимированных зависимостей теплоемкостей компонентов от температуры, получаем искомую систему уравнений.

В реакторном процессе температура в зоне реакции при постоянном составе сырья и производительности реактора определяет основной параметр качества – дисперсность продукта, поэтому в промышленных процессах она фиксируется. Кроме того, согласно [7] основным условием, ограничивающим достижение максимальной эффективности реакторного процесса, является $T_{г}^{вх2} \leq T_{фут}^{пред}$, где $T_{фут}^{пред}$ – предельная температура, определяемая тепловой прочностью материала футеровки.

Для удобства расчета заменим две переменные управления ($G_{топл}^{вх}$ и γ) на $T_{г}^{вх2}$ и $T_{г}^{вх3}$. С учетом замен, можно формализовать задачу оптимизации в следующем виде:

Функцию $F(T_{возд}^{вх}, T_{топл}^{вх}, T_{сырья}^{вх}, T_{H_2O}^{вх}, T_{г}^{вх2}, T_{г}^{вх3}, G_C^{вых}, G_{H_2O}^{вх}, \alpha)$ минимизировать по ее аргументам:

$T_{возд}^{вх}$ – температура воздуха, подаваемого в реактор;

$T_{топл}^{вх}$ – температура топлива, подаваемого в реактор;

$T_{сырья}^{вх}$ – температура сырья, подаваемого в реактор;

$T_{H_2O}^{вх}$ – температура воды, подаваемой в реактор;

$T_{г}^{вх2}$ – температура газов на выходе из зоны горения;

$T_{г}^{вх3}$ – температура газов в зоне реакции;

$G_C^{вых}$ – расход сырья, подаваемого в реактор;

$G_{H_2O}^{вх}$ – расход воды, подаваемой в реактор;

α – коэффициент рециркуляции;

с учётом уравнений материальных и тепловых балансов (10), связывающих переменные технологического режима и координатные ограничения, наложенные на эти переменные в промышленных условиях эксплуатации реактора.

Решение задачи оптимального управления

для исходной схемы реакторного процесса и схемы с рециркуляцией

1) Используя полученную модель и подставляя значения технологических параметров (например, из [2]), рассчитаем текущий режим работы реактора без учета реакций газификации.

2) Решая задачу оптимизации при $\alpha = 0$, получим оптимальный режим работы реактора для исходной схемы организации реакторного процесса, без учета реакций газификации.

3) Решая задачу оптимизации при $0 \leq \alpha \leq 1$, получим оптимальный режим работы реактора для схемы организации реакторного процесса с рециркуляцией, без учета реакций газификации.

Результаты расчетов приведены в таблице 2. Тонированием отмечены параметры, принимаемые в качестве исходных для всех трех режимов.

Сопоставляя полученные результаты, можно сделать вывод о факторах повышающих эффективность процесса. Сопоставим режимы 1 и 2. Режим 2 по сравнению режимом 1, более экономичный за счет повышения температуры подаваемого сырья и отсутствия горения топлива (достигается за счет увеличения расхода дешевого по сравнению с сырьем природного газа и снижения температуры воздуха, подаваемого в реактор).

Режим 3 по сравнению режимом 2, более экономичен за счет снижения расхода газа (достигается путем сжигания водорода и угарного газа в составе газов рециркуляции, а также за счет увеличения температуры воздуха, подаваемого в реактор).

Таблица 2

Сопоставление режимов работы реактора

Наименование параметра, обозначение		1	2	3
Расход подаваемого топлива, кг/ч	$G_{\text{топл}}^{\text{вх}}$	598	1073	581
Расход подаваемого воздуха, кг/ч	$G_{\text{возд}}^{\text{вх}}$	15290	18660	11680
Расход подаваемого сырья, кг/ч	$G_C^{\text{вх}}$	4150	3491	3491
Расход подаваемой воды, кг/ч	$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{вх}}$	3750	2939	2774
Температура в зоне горения, °С	$T_{\text{г}}^{\text{вх}2}$	1825	1825	1825
Температура в зоне реакции, °С	$T_{\text{г}}^{\text{вх}3}$	1530	1530	1530
Температура подаваемого воздуха, °С	$T_{\text{возд}}^{\text{вх}}$	780	171	850
Температура подаваемого сырья, °С	$T_{\text{сырья}}^{\text{вх}}$	400	500	500
Расход отбираемого углерода, кг/ч	$G_C^{\text{вых}}$	3295	3295	3295
Коэффициент рециркуляции	α	–	–	0,231
Значение целевой функции, руб/кг	F	20,19	18,22	17,15

На основании данных сопоставлений можно сделать важный вывод о предельных возможностях (при отсутствии или пренебрежимой малости влияния газификации) схемы организации реакторного процесса. Для схемы без рециркуляции отходящих газов при повышении температуры воздуха увеличивается доля сгорающего сырья, снижая эффект от этого изменения, и наоборот, при снижении доли сгорающего сырья необходимо снижать температуру воздуха (в условиях отсутствия или пренебрежимой малости влияния газификации).

Рециркуляция потока газов после улавливания позволяет использовать эти факторы независимо друг от друга.

Заключение

В условия предположений об отсутствии газификации (идеализированная модель процесса) оценка предельных возможностей повышения эффективности реакторного процесса показывает, что оптимум в процессе без рециркуляции достигается за счет повышения расхода топлива, а в схеме с рециркуляцией отходящих газов за счет экономии топлива.

В настоящих условиях газификация играет значительную роль, что приводит к необходимости подогрева воздуха (в отличие от результатов варианта 2). Это указывает на исключительную важность исследований, направленных на существенное снижение степени газификации дисперсного углерода в процессе его получения.

Литература

1. Орлов В.Ю., Комаров А.М., Ляпина Л.А. Производство и использование технического углерода для резин. – Ярославль: Издательство Александр Рутман, 2002. – 512 с.
2. Ивановский В.И. Технический углерод. Процессы и аппараты: Учебное пособие. – Омск: ОАО «Техуглерод», 2004. – 228 с.
3. Пат. 850642 СССР, М. Кл³. С 09 С 1/50. Способ получения сажи и реактор для его осуществления/ В.Ф. Суровикин, А. В. Рогов, Г. В. Сажин, Г. Л. Горюнов. – N 2533555/23 – 26; Заяв. 25.10.77; Оpubл. 30.07.81, Бюл. № 28. – 7 с.
4. Пат. 3645685 США, М. Кл³. С 09 С 1/50. Carbon black manufacture/ Willie W. Crouch (США); Phillips Petroleum Company. – N 873432; Заяв. 03.09.69; Оpubл. 29.02.72. – 4 с.

5. Пат. 4237092 США, М. Кл.³. С 09 С 1/48. Method and apparatus for producing carbon black / Robert J. Lewis (США); Phillips Petroleum Company (США). – N 946654; Заяв. 02.10.78; Оpubл. 02.12.80. – 12 с.
6. Цыганков М.П., Локтюшев А.В. Оптимизация управления рециркуляцией тепловых потоков в процессах получения технического углерода // Известия вузов. Химия и химическая технология, 2007, том 50, вып. 4 . С. 99 – 104
7. Цыганков М.П. Оценка пределов форсирования по выходу реакторов для получения технического углерода // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. 2001, т.44. Вып.4. – С. 143 – 146.
8. Гюльмисарян Т.Г. Основы сажеобразования. -М.: ГАНГ, 1996. - 66 с.

Результаты испытаний характеристик массопередачи сетчатого комбинированного контактного устройства

Трифонов В.В., к.т.н. доц. Сидельников И.И.
Университет машиностроения

Аннотация. Разработано комбинированное контактное устройство, состоящее из колпачковой тарелки и блока регулярной сетчатой насадки, предложена методика расчётов колонных аппаратов на его основе.

Ключевые слова: теплообменные колонные аппараты, колпачковая тарелка, регулярная сетчатая насадка

Одной из основных задач в химической промышленности является интенсификация химико-технологических процессов. В настоящее время широкое распространение имеют тарельчатые аппараты с колпачковыми тарелками [1]. Для интенсификации процессов теплообмена в колонных аппаратах авторами разработано комбинированное контактное устройство (ККУ) тарелка-насадка и методика его расчета.

Изображённое на рисунке 1 ККУ включает в себя колпачковую тарелку и блок регулярной сетчатой насадки, уложенной непосредственно на колпачки тарелки.

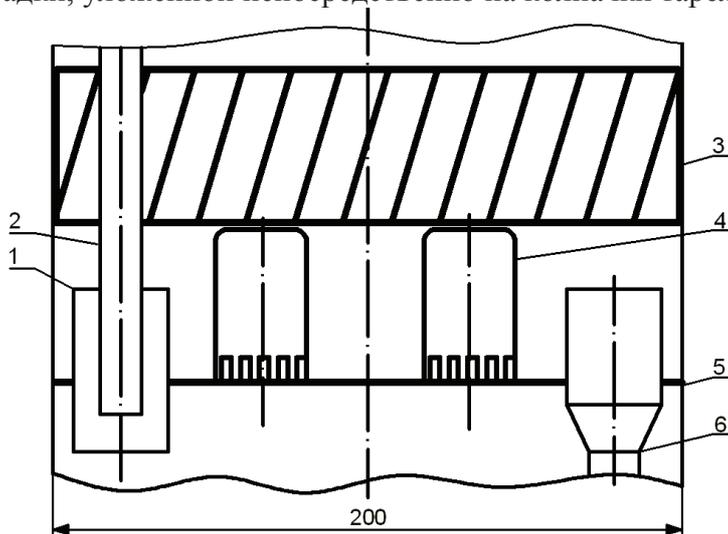


Рисунок 1. Комбинированное контактное устройство тарелка-насадка:
1 – приемный карман; 2 – труба подачи орошающей жидкости на тарелку; 3 – блок регулярной сетчатой насадки; 4 – колпачок; 5 – тарелка; 6 – переливное устройство

Блок насадки состоит из проволочного каркаса в форме цилиндра с прикреплёнными к нему сетчатыми полимерными и металлополимерными пластинами.

Схема установки представлена на рисунке 2. Основной аппарат установки – цилиндриче-