

## ПАРАМЕТРИЗОВАННЫЕ СЕТОЧНЫЕ МОДЕЛИ ПРИ ЧИСЛЕННОМ МОДЕЛИРОВАНИИ ТРУБЧАТЫХ АППАРАТОВ

Алексеев К.А., Мухаметзянова А.Г., Данилов Ю.М.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: asia@kstu.ru

В последнее время в связи с ростом вычислительных мощностей все большее внимание исследователей уделяется методам численного моделирования, которые позволяют получать подробную и полную информацию об исследуемом объекте при минимальных затратах.

Исследования течений в малогабаритных трубчатых турбулентных аппаратах (МТТА) не являются исключением [1].

Простота конструкции, отсутствие внутренних устройств позволяет полностью воссоздать геометрию рабочей части этих аппаратов, и, следовательно, получать наиболее точные данные о характере и параметрах протекающих в них процессов.

При этом мощным инструментом для получения необходимой информации становятся средства вычислительной гидродинамики, одним из лидеров рынка которых является коммерческий пакет ANSYS FLUENT [2].

В процессе численного моделирования значительная часть времени расходуется на создание большого числа сеточных моделей различных конструкций МТТА отличающихся друг от друга только незначительными изменениями в геометрии канала. Для того чтобы избежать подобных рутинных действий на основе заложенного во FLUENT свойства Journals (журнальные файлы), был разработан программный продукт, который автоматически генерирует расчетную сетку. Основным элементом этой программы является набор параметризованных моделей различных МТТА, доступ к которым осуществляется через программный интерфейс.

Параметризованная модель (рис. 1) в этом случае представляет собой записанную в текстовом файле последовательность действий программы препроцессора (Gambit) по построению сеточной модели.

```
> /parameters
> /large cylinder height ($lh) and radius ($lr)
> $lh=20.
> $lr=4.
> /small cylinder height ($sh) and radius ($sr)
> $sh=18.
> $sr=2.
> $ang=45.
> /end parameters
> /
> undo begingroup
> volume create height $lh radius1 $lr axis frustum
> undo endgroup
> /
> undo begingroup
> volume create height $sh radius1 $sr radius3 $sr offset 0 0 10 zaxis frustum
> undo endgroup
> /
> /rotate small cylinder
> /
> undo begingroup
> volume move "volume.2" dangle $ang vector 0 1 0 origin 0 0 0
> undo endgroup
> /
> /unite cylinders
> /
> volume unite "volume.1" volume "volume.2"
> /
```

Имена параметров начинаются с S. Параметры вводятся с учетом регистра

Команды Gambit'a не чувствительны к регистру

Строка комментариев

Рис. 1. Пример параметризованной модели

Константы, записанные в этой последовательности, преднамеренно заменяются переменными, которым пользователь присваивает значения.

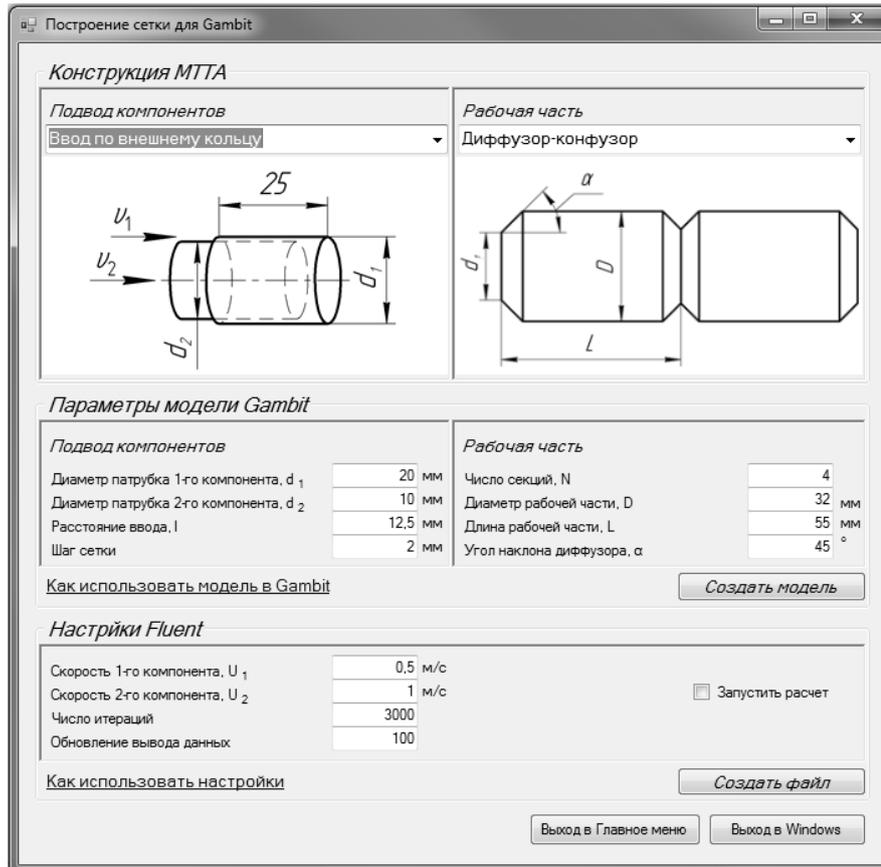
Интерфейс разработанной программы (рис. 2) содержит 3 блока. Первый блок (верхний) и второй образуют собой таблицу типоразмеров МТТА. Где первый блок позволяет выбрать определенный тип конструкций, заложенных в программу, а второй блок – ввести

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

параметры его типовых деталей. В результате работы программы создается журнальный файл, который в дальнейшем необходимо загрузить в Gambit.

Третий (нижний) блок позволяет создать журнальный файл, хранящий запись последовательности действий по настройке решателя, устанавливая модель турбулентности, порядок дискретизации, граничные условия и так далее, которые реализуют опыт численного моделирования МТТА и обеспечивают наибольшую точность расчета.

Разработанная программа позволяет свести к минимуму время необходимое для подготовки к проведению численного эксперимента, которое в свою очередь позволяет уделить большее внимание обработке полученных данных. Кроме того автоматизация действий по созданию сеточной модели снижает квалификацию исследователя необходимую для получения достоверных результатов эксперимента.



**Рис. 2.** Интерфейс программы

**Литература**

- [1] Дьяконов Г.С., Мухаметзянова А.Г., Данилов Ю.М., Бергман А.Н., Ильина И.М. Численное моделирование течений в трубчатых турбулентных аппаратах. *Вестник КГТУ*. 2002. №1-2. С.267-272.
- [2] [www.fluent.com](http://www.fluent.com)

## МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОТОЧНОГО ГИДРОДИНАМИЧЕСКОГО СМЕСИТЕЛЯ В ANSYS

Степанов А.Ю., Алешин А.В.

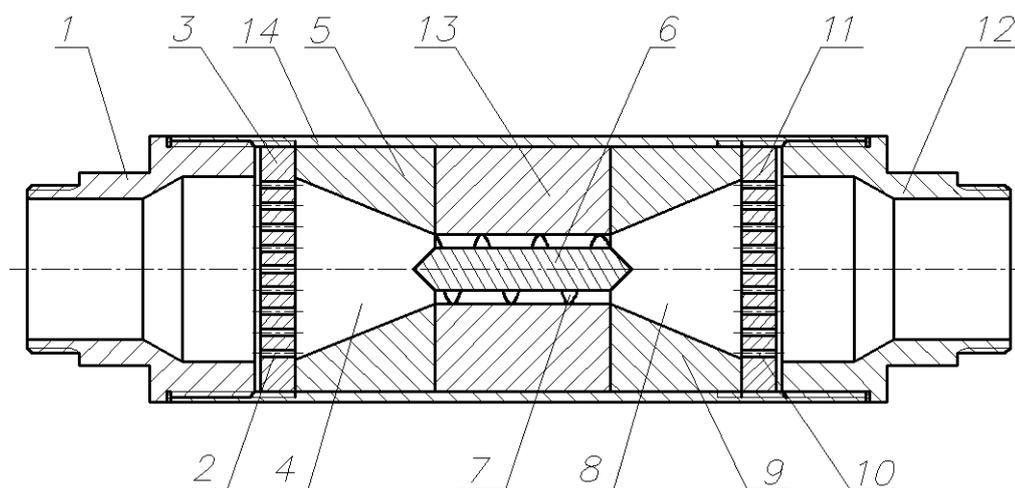
Тамбовский государственный технический университет.

E-mail: mahp@tambov.ru

Одним из простых методов смешивания жидкостей является метод смешения в проточном трубопроводе с встроенными смесителями. К устройствам, реализующим данный метод, относятся проточные гидродинамические смесители (ПГС). Они позволяют получать однородные эмульсии и суспензии для процессов экстракции по непрерывному циклу с высокой производительностью.

Отличительной особенностью ПГС является обеспечение многократного изменения направления линий тока смешиваемых компонентов [1]. Экономическая эффективность ПГС обусловлена малой металлоёмкостью оборудования и невысокими затратами на их обслуживание.

Нами исследован проточный гидродинамический смеситель, состоящий из нескольких элементов для создания турбулентности в потоке жидкости и представляющий собой трехступенчатый гидродинамический генератор кавитации, схема которого показана на рис. 1.



**Рис. 1.** Схема проточного гидродинамического смесителя.

1 – входной патрубок; 2,3 – диск с отверстиями круглой формы; 4 – рабочая камера; 5 – конфузор; 6 – винт; 7 – спиральные направляющие; 8 – рабочая камера; 9 – диффузор; 10,11 – диск с отверстиями круглой формы; 12 – выходной патрубок; 13 – втулка; 14 – корпус.

Смеситель работает следующим образом: обрабатываемая жидкость, подается под давлением через входной патрубок (1), проходит через круглые отверстия (2) диска (3), попадает в рабочую камеру (4), образованную конфузором (5).

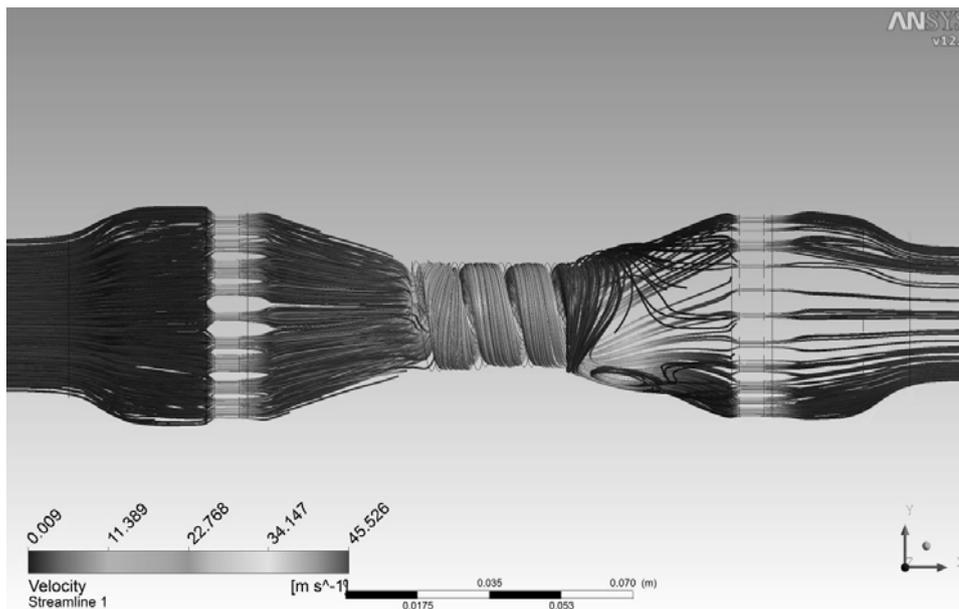
При прохождении жидкости через отверстия (2) в её потоке возникают вихреобразования, отрывные течения и кавитация. При выходе из отверстий (2) в рабочей камере (4) происходит перемешивание потоков жидкости.

Поток жидкости ускоряется в рабочей камере (4) и подводится к винту (6). Спиральные направляющие (7), создают сдвиговые усилия в потоке жидкости, срыв вихрей при обтекании верхней части потока жидкости спиральной навивки и её турбулизации. Закрученный поток жидкости выходит в рабочую камеру (8).

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

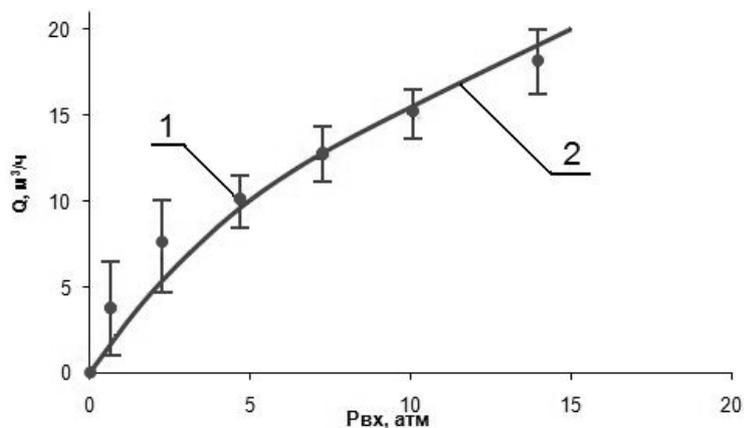
Закрученный вихреобразный поток жидкости теряет скорость в рабочей камере (8), образованной диффузором (9). При резком увеличении проходного сечения, и вихревом характере тока жидкости, возникают условия для возникновения и роста кавитационных пузырьков. Затем поток жидкости проходит через круглые отверстия (10) диска (11), и направляется к выходному патрубку (12). Винт (6) неподвижно установлен во втулке (13). Все детали устройства установлены в корпусе (14).

Для моделирования течения потока жидкости в смесителе, была создана полноразмерная трехмерная модель ПГС в Autodesk AutoCAD и импортирована в сеточный генератор ANSYS ICEM CFD. Расчет проводили для воды при начальной температуре 25 °С. Модель ПГС исследовалась при различных комбинациях расхода и давления жидкости. На рис. 2 представлен пример расчета линий тока жидкости в ПГС.



**Рис. 2.** Линии тока жидкости в ПГС

Для проверки расчетных зависимостей были выполнены экспериментальные исследования гидродинамических параметров реального смесителя. Расход жидкости регулировался объемным насосом марки НМШГ 20-25-14/10, измерения давления и расхода жидкости производились при помощи манометров МТ-100 и счетчика жидкости ППТ-32/6,4.



**Рис. 3.** Напорно-расходная зависимость ПГС.

1 – экспериментальные данные (точки); 2 – расчётные данные (сплошная линия).

Погрешность расчета напорно-расходных параметров ПГС составляет в среднем 10% по сравнению с экспериментальными данными (рис. 3).

Для определения эффективности работы смесителя, измеряли интенсивность кавитации при помощи кавитометра марки IC-4D в потоке жидкости на выходе из отверстий одинакового диаметра в диске. Количество отверстий в диске изменяли от 6 до 16, диаметр отверстий менялся от 2 до 6 мм.

Гидродинамическое число кавитации определяли, используя формулу:

$$C = (P_{\text{вых}} - P_{\text{нас. пара}}) / (\rho V_{\text{вых}}^2 / 2),$$

где:  $C$  – гидродинамическое число кавитации,  $P_{\text{вых}}$  – давление на выходе из каналов,  $P_{\text{нас. пара}}$  – давление насыщенных водяных паров при температуре 25 °С,  $V_{\text{вых}}$  – скорость потока жидкости на выходе из каналов ПГС.

Результаты расчетов числа кавитации, скорости, площади проходного сечения канала представлены на рис. 4.

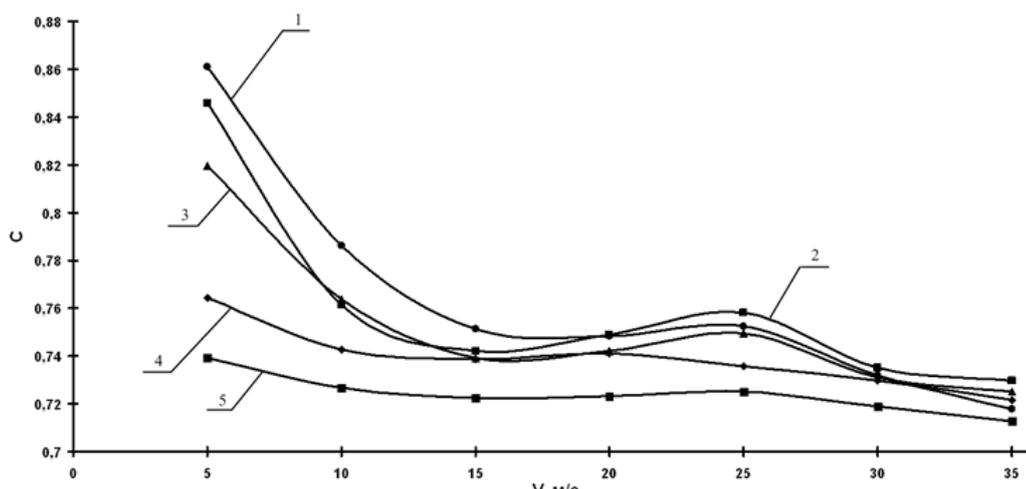


Рис. 4. График расчетных зависимостей числа кавитации (C) от скорости (V) и диаметра отверстий в диске: 1 – Ø 2мм; 2 – Ø 3мм; 3 – Ø 4мм; 4 – Ø 5мм; 5 – Ø 6мм

На основании проведенных расчетов течения потока жидкости в элементах ПГС были определены зависимости числа кавитации от скорости течения жидкости. При интервале скорости течения  $V = 21-26$  (м/с) наблюдается локальные максимумы числа кавитации (рис. 4). Можно сделать вывод, что вихревые эффекты, которые проявляются при данных скоростях, зависят от геометрических параметров смесителя.

## Литература

- [1] Богданов В.В., Христофоров Е.И., Клоцунг Б.А. Эффективные малообъемные смесители. *Л.: Химия*. 1989. 224с.
- [2] Чигарев А.В., Кравчук А.С., Смалюк А.Ф. ANSYS для инженеров: Справ. пособие. *М.: Машиностроение-1*. 2004. 512с.
- [3] Басов К.А. ANSYS в примерах и задачах. *М.: КомпьютерПресс*. 2002. 224с.

**МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПРИ ПОЛУЧЕНИИ МЕЛКО-ДИСПЕРСНЫХ КОМПОЗИЦИОННЫХ МАТЕРИАЛОВ ДЕСУБЛИМАЦИЕЙ**

Гоголев Ю.Г., Донченко А.Ю.

Ивановский государственный химико-технологический университет.

E-mail: Donia\_1988@mail.ru

Оптимизация конструктивных решений, использованных при разработке десублиматоров, достигается применением математической модели, основанной на системе уравнений второго порядка, учитывающих стадию зародышеобразования, укрупнения зародышей за счет роста в парогазовом потоке и движения этих частиц в аппарате, определяемого реальной гидродинамической обстановкой.

Математическая модель десублимационного процесса, предназначенного для получения мелкодисперсных материалов в аппарате объемного типа, записанная в общем виде, приведена в работе [1]. Для упрощения математического описания и его решения принимается, что эффективные коэффициенты осевой и радиальной диффузии постоянны в расчетном объеме аппарата, а перемещение зародышей и растущих частиц происходит только за счет конвективного переноса с газовым потоком. Скоростью относительного перемещения частиц и газового потока пренебрегли, вследствие малого размера образующихся частиц. Предполагается, что эффективные коэффициенты диффузии в осевом и радиальном направлении должны быть известны.

Математическая модель десублимационного процесса, предназначенного для получения мелкодисперсных материалов в аппарате, в котором подача пара сублимированного вещества производится в потоке с газом-носителем, имеет следующий вид:

$$-\frac{W}{H} \frac{dc}{dx} + \frac{D_x}{H^2} \frac{d^2c}{dx^2} + \frac{D_r}{R^2} \left( \frac{1}{r} \frac{dc}{dr} + \frac{d^2c}{dr^2} \right) - K \sim f(c) = 0; \quad (1)$$

$$-C^p \rho \frac{W}{H} \frac{dt}{dx} + \frac{\lambda_x}{H^2} \frac{d^2t}{dx^2} + \frac{\lambda_r}{R^2} \left( \frac{1}{r} \frac{dt}{dr} + \frac{d^2t}{dr^2} \right) + Q[K \sim f(c)] = 0; \quad (2)$$

$$-\frac{W^T}{H} \frac{dn_T}{dx} + \frac{D_x}{H^2} \frac{d^2n_T}{dx^2} + \frac{D_r}{R^2} \left( \frac{1}{r} \frac{dn_T}{dr} + \frac{d^2n_T}{dr^2} \right) + K_{sp} \sim f(c) = 0; \quad (3)$$

$$-\frac{W^T}{H} \frac{da_T}{dx} + \frac{D_x}{H^2} \frac{d^2a_T}{dx^2} + \frac{D_r}{R^2} \left( \frac{1}{r} \frac{da_T}{dr} + \frac{d^2a_T}{dr^2} \right) + K_{part} \sim f(c) = 0; \quad (4)$$

С граничными условиями:

$$W(C - C^v) = \frac{D_x}{H} \frac{dc}{dx} \quad |x = 0; 0 \leq r \leq 1; C^v = f(r), \quad (5)$$

$$W(t - t_H) = \lambda_x dt / C_p \rho H dx \quad |x = 0; 0 \leq r \leq 1; t_H = f(r); \quad (6)$$

$$\frac{dn_T}{dx} = 0 \quad |x = 0; 0 \leq r \leq 1; \quad (7)$$

$$\frac{da_T}{dx} = 0 \quad |x = 0; 0 \leq r \leq 1; \quad (8)$$

$$\frac{dc}{dr} = 0 \quad |x = 1; 0 \leq r \leq 1; \quad (9)$$

$$\frac{dt}{dr} = 0 \quad |x = 1; 0 \leq r \leq 1; \quad (10)$$

$$\frac{dn_T}{dx} = 0 \quad |x = 1; 0 \leq r \leq 1; \quad (11)$$

$$\frac{da_T}{dx} = 0 \quad |x = 1; 0 \leq r \leq 1; \quad (12)$$

$$\frac{dc}{dr} = 0 \quad |r = 0; 0 \leq x \leq 1; \quad (13)$$

$$\frac{dt}{dr} = 0 \quad |r = 0; 0 \leq x \leq 1; \quad (14)$$

$$\frac{dn_T}{dr} = 0 \quad |r = 0; 0 \leq x \leq 1; \quad (15)$$

$$\frac{da_T}{dr} = 0 \quad |r = 0; 0 \leq x \leq 1; \quad (16)$$

$$\frac{dc}{dr} = 0 \quad |r = 1; 0 \leq x \leq 1; \quad (17)$$

$$\frac{dn_T}{dr} = 0 \quad |r = 1; 0 \leq x \leq 1; \quad (18)$$

$$\frac{da_T}{dr} = 0 \quad |r = 1; 0 \leq x \leq 1; \quad (19)$$

$$t_x - t = \lambda_r dt / K_T R dr \quad |r = 1; 0 \leq x \leq 1; \quad (20)$$

где  $C$  – концентрация пара, кг/м<sup>3</sup>;  $t$  – температура газа в аппарате, К;  $D_x, D_r$  – эффективные коэффициенты продольной и радиальной диффузии соответственно, м<sup>2</sup>/с;  $\lambda_x, \lambda_r$  – эффективные коэффициенты продольной и радиальной теплопроводности, Вт/м·К;  $\rho$  – плотность парогазовой смеси, кг/м<sup>3</sup>;  $C_p$  – теплоемкость парогазовой смеси, Дж/кг·К;  $x$  – продольный размер, б/р величина;  $r$  – текущий радиус аппарата, б/р величина;  $R$  – радиус аппарата, м;  $H$  – расчетная высота аппарата, м;  $K \sim f(C)$  – масса десублимированного продукта, кг/м<sup>3</sup>с;  $Q[K \sim f(C)]$  – количество тепла, выделившегося в результате десублимации, Вт/м<sup>3</sup>;  $Km$  – коэффициент теплопередачи, Вт/м<sup>2</sup>·К;  $t_x$  – температура окружающего воздуха, К;  $t_H$  – температура газа и пара до входа в аппарат,  $t_H \sim fx$ , К;  $n_T$  – число частиц твердой фазы, образовавшихся в результате десублимации,  $d_T$  – размер частиц твердой фазы, образовавшихся в результате десублимации;  $W^T$  – осевая скорость перемещения частиц, м/с.

Кинетика десублимационного процесса, в общем виде представленная в уравнении (1) выражением  $K \sim f(C)$ , определяется двумя процессами: скоростью образования зародышей твердой фазы и ростом образовавшихся частиц. Скорость гетерогенного зародышеобразования определяли по уравнению (21), аналогу уравнения Фольмера:

$$I_{\text{гет}} = N^{3/2} \left( \frac{P}{\sigma} \right) \left( \frac{2M}{\pi} \right)^{1/2} \exp \left( -16\sigma^3 M^2 b_{\text{гет}} / 3Kp^2 R_g^2 t^2 \ln^2 S \right); \quad (21)$$

где  $N$  – число Авогадро;  $P$  – парциальное давление пара, н/м<sup>2</sup>;  $R_g$  – газовая постоянная, Дж/К\*Моль;  $M$  – кг/моль;  $\sigma$  – поверхностное натяжение на поверхности зародыша, н/м;  $K$  – постоянная Больцмана, Дж/К;  $S$  – пересыщение пара, определяемое по выражению (22).

$$S = \ln \frac{P}{P_\infty}; \quad (22)$$

Здесь  $P_\infty$  – равновесное давление пара над плоской поверхностью, н/м<sup>2</sup>.

Критический размер зародыша определялся из уравнения Гиббса-Томсона

$$r_{\text{кр}} = 2\sigma M / R_g t_p^2 \ln S; \quad (23)$$

Переход от гомогенного зародышеобразования к гетерогенному выполнен с помощью константы  $b_{\text{гет}}$ , примененной в работе [2].

Линейную скорость роста образовавшихся зародышей определяли из эмпирического соотношения (24).

$$U(S) = S - 1/a + AS; \quad (24)$$

Здесь  $a$  и  $A$  – константы, зависящие от свойств вещества.

Массовая скорость зародышеобразования рассчитывалась по уравнению (25) с учетом (21), (23).

$$K_{\text{гет}} = G_{\text{гет}} = I_{\text{гет}} \frac{4}{3} \pi (r_{\text{кр}})^3 \rho_T; \quad (25)$$

Массовая скорость роста образовавшихся зародышей определялась после подсчета суммарной поверхности твердой фазы в расчетной точке реакционного пространства с использованием соотношения (24).

$$K_{\text{рост}} = F_{\text{сум}} U(S) \rho_T; \quad (26)$$

Экспериментальные и расчетные результаты получены для десублимации бензойной кислоты в цилиндрическом аппарате диаметром 80 мм в токе воздуха. Численная оценка

эффективных коэффициентов теплопроводности в осевом и радиальном направлении производилась на основании аналогии между процессами теплообмена по выражению (27).

$$\lambda_{\text{эф}} = \lambda \frac{D_{\text{эф}}}{D}, \quad (27)$$

Здесь  $\lambda$  и  $D$  – коэффициенты теплопроводности и диффузии, взятые по литературным данным. Значение эффективных коэффициентов диффузии в осевом и радиальном направлениях определено нами экспериментально.

Математическая модель (уравнения 1-4) с граничными условиями (5-20) решается с использованием численных методов. Средний размер определялся как средневзвешенный по числу частиц для рассматриваемой точки пространства.

Моделирование десублимационного процесса на ЭВМ продемонстрировало значительное влияние на размер получаемых частиц тепловых полей, формируемых как потоком газоносителя, так и конструкцией и условиями теплообмена в десублиматоре.

### Литература

- [1] Гоголев Ю.Г., Коновалов В.Б., Голубев В.В. Гидродинамика, тепло- и массообмен в зернистых средах. (Моделирование гидродинамики тепло и массообмена в аппаратах с активными режимами). *Межвуз. сб. науч. тр. Иванов. хим.-технол. ин-т.* **1985.** С.57-60.  
 [2] Клочина Л.И., Наумова Т.Н., Булатов С.Н., Лефедов А.И. *Ж. физ. Химии.* **1976.** №1. С.2913-2916.

## МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ В ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

Каргина А.А., Пашкина А.В., Чернов Н.С.  
 Тольяттинский государственный университет.  
 E-mail: office@tltsu.ru

Математическое описание теплового процесса в теплообменных аппаратах, которое принято называть математической моделью, следует представить в виде аналитического выражения, характеризующего изменение температуры в потоке теплоносителя во времени.

Наиболее просты модели теплообменников, в которых осуществляется передача тепла через стенку между первичным и вторичным теплоносителями, причем движение потоков теплоносителя характеризуется простейшими гидродинамическими моделями "идеального перемешивания" и "идеального вытеснения".

Математическое описание (модель) потоков теплоносителей может быть представлено следующими уравнениями[1]:

для потока "идеального перемешивания"

$$\frac{d(Vc_p t)}{d\tau} = \vartheta c_{\text{до}} \cdot t_{\text{до}} - \vartheta c_p t \pm V_q; \quad (1)$$

и для потока "идеального вытеснения"

$$S_{\text{а}} \frac{d(c_p t)}{d\tau} = - \frac{d(\vartheta c_p t)}{dl} \pm S_{\text{а}q}, \quad (2)$$

где:  $V$  – объем рабочей среды (теплоносителя) в  $\text{м}^3$ ;  $\vartheta$  – расход теплоносителя в  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $\tau$  – время в ч;  $c_p$  – удельная теплоемкость теплоносителя в  $\text{ккал}/\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C}$ ;

$t_1$  и  $t_{\text{до}}$  – температура теплоносителя в любой точке и на выходе в  $^\circ\text{C}$ ;  $S_{\text{а}}$  – площадь сечения потока вытеснения в  $\text{м}^2$ ;  $l$  – длина (пространственная координата) в м;

$V_q = FK\Delta t$  – интенсивность теплообмена в рабочем объеме;  $F = SL$ ,  $S$  – площадь сечения в  $m^2$ ;  $L$  – длина в м;  $K$  – коэффициент теплопередачи в  $ккал/м^2ч\ ^\circ C$ ;  $\Delta t = t_1 - t_2$  – разность температур первичного и вторичного теплоносителей (движущая сила теплообменника) в  $^\circ C$ .

В правой части уравнений (1) и (2) последние слагаемые имеют плюс, если теплоноситель нагревается (воспринимает тепло), и минус если теплоноситель охлаждается.

В реальных теплообменниках зоны теплообмена имеют постоянный объем, расходы теплоносителей на входе и выходе из зоны одинаковые, теплоемкость практически не изменяется в пределах рабочего диапазона температур. Поэтому уравнения (1) и (2) после преобразований принимают вид:

$$Vc_p \frac{dt}{d\tau} = \vartheta c_{\dot{a}\dot{o}} (t_{\dot{a}\dot{o}} - t) \pm FK\Delta t ; \quad (3)$$

$$S_a c_p \frac{dt}{d\tau} = -\vartheta c_p \frac{dt}{dl} \pm \frac{F}{L} K\Delta t , \quad (4)$$

По характеру гидродинамического режима потоков теплоносителей возможны три типа теплообменных аппаратов:

- "перемешивание-перемешивание";
- " перемешивание-вытеснение";
- " вытеснение-вытеснение".

В указанных типах аппаратов движение потоков первичного и вторичного теплоносителей характеризуется моделями "идеального перемешивания" (3) и "идеального вытеснения" (4). Соответствующая комбинация этих уравнений является математической моделью одного из указанных типов теплообменников.

Эти модели следует выбирать для математического описания процесса в реальных теплообменных аппаратах, если структура потоков теплоносителей в них приближается к структуре "идеального перемешивания" либо "идеального вытеснения".

Например, для кожухотрубчатых, змеевиковых, спиральных и пластинчатых теплообменников применима модель " вытеснение-вытеснение", для погружных теплообменников – модель " перемешивание-вытеснение".

Указанные модели следует использовать для исследования переходных процессов (нестационарных режимов). При этом строятся динамические характеристики теплообменников, анализом работы которых можно определить время выхода аппарата на стационарный режим.

Статистические модели, характеризующие стационарные режимы работы теплообменников, можно получить, если принять, что производные по времени равны нулю (условие установившихся режимов).

Например, для теплообменника типа "перемешивание - вытеснение" статистическая математическая модель имеет вид следующей системы уравнений:

$$\vartheta_1 \tilde{n}_{p_1} (t_1 - t''_1) - FK(t_1 - t_2) = 0 ; \quad (5);$$

$$\vartheta_2 c_{p_2} \frac{dt_2}{dl} - \frac{F}{L} K(t_1 - t_2) = 0 , \quad (6)$$

где:  $t'_1 = t_{\dot{a}\dot{o}}$  и  $t''_1 = t_1$  в соответствии с определением модели "идеального вытеснения".

Решением математической модели (5), (6) можно получить расчетные формулы для  $t''_1, t'_2$  и  $F$ .

В частности, для площади поверхности теплообмена в этом случае имеем:

$$F = \frac{\vartheta_2 c_p}{K} \ln \left( 1 - \frac{1}{\theta} \frac{\vartheta_1 c_{p1}}{\vartheta_2 c_{p2}} \right), \quad (7);$$

$$\theta = \frac{t''_1 - t'_2}{t'_1 - t''_1}. \quad (8)$$

Полученное из математической модели выражение для площади поверхности  $F$  теплообмена используется для оценки эффективности теплообменника заданной конструкции решением задачи оптимизации.

В качестве примера рассмотрим задачу оптимизации типа "перемешивание-вытеснение". Такой теплообменник может быть представлен конструкцией реального теплообменного аппарата с поверхностью теплообмена в виде змеевика из оребренных труб, (рис. 1) в котором происходит охлаждение газообразных или жидких продуктов реакции.

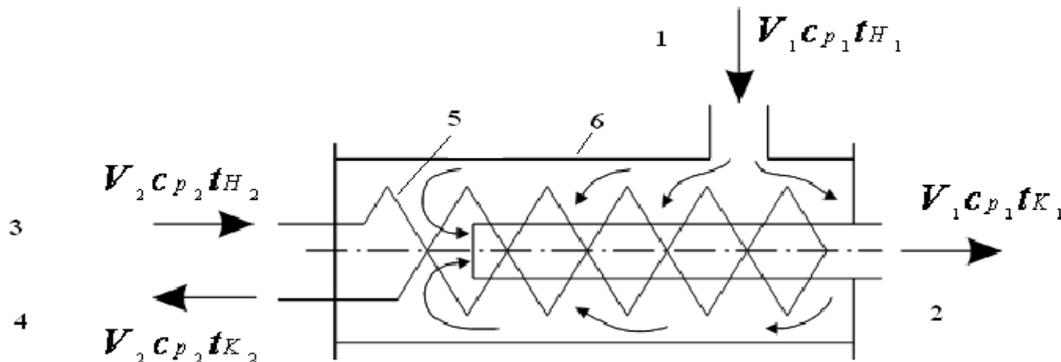


Рис. 1. Схема змеевикового теплообменника типа "перемешивание-вытеснение".

1 – вход первичного теплоносителя; 2 – его выход; 3 – вход вторичного теплоносителя; 4 – его выход; 5 – змеевик; 6 – кожух.

Среди многих характеристик, влияющих на эффективность теплообменника, важнейшими являются площадь поверхности теплообмена  $F$  и расход теплоносителя  $\vartheta$  (в данном случае вторичного) при заданной тепловой нагрузке  $Q$ . Поэтому для оценки эффективности теплообменника необходимо использовать критерий оптимальности  $R$ , аналитически выражаемый как сумма затрат[2]:

$$R = S_T \vartheta_2 + S_F F, \quad (9)$$

$S_T$  – стоимость единицы объема вторичного теплоносителя в руб/м<sup>3</sup>;  $S_T \vartheta_2$  – затраты на теплоноситель;  $S_F$  – стоимость единицы поверхности теплообмена с учетом амортизации в руб/м<sup>3</sup>ч;  $S_F F$  – затраты на поверхность теплообмена.

Критерий оптимальности  $R$  может быть и более сложной функцией. Принятый вид  $R$  удобен при рассмотрении постановки и общего подхода к решению задачи оптимизации и в то же время является количественной мерой экономической эффективности теплообменника.

Задача сводится к определению наилучших (оптимальных) значений параметров  $F$  и  $\vartheta_2$ , при которых затраты минимальны (минимум критерия оптимальности  $R$ ).

Необходимую связь между параметрами  $F$  и  $\vartheta_2$  дает математическое описание конкретного типа теплообменника. В рассматриваемом случае такая связь получена в виде формулы (7), из которой видно, что  $F = f(\vartheta_2)$ .

Для определения минимума критерия оптимальности следует продифференцировать  $R$  по  $\vartheta_2$

и приравнять производную  $\frac{dR}{d\vartheta_2}$  нулю, т.е.

$$\frac{dR}{d\vartheta_2} = S_T + S_F \frac{dF}{d\vartheta_2} = 0, \quad (10)$$

Отсюда следует, что

$$\frac{dE}{d\vartheta_2} = -\frac{Cp_2}{K} \left[ \ln\left(1 - \frac{1}{y}\right) + \frac{1}{y-1} \right],$$

$$\text{где } y = \theta \frac{\vartheta_2 \cdot Cp_2}{\vartheta_1 \cdot Cp_1}$$

Подставив в уравнение (10) получаем

$$\frac{S_T \cdot K}{S_F \cdot Cp_2} = \ln\left(1 - \frac{1}{y}\right) + \frac{1}{y-1} \quad (11)$$

Левая часть последнего выражения (11) – безразмерный комплекс, который характеризуется стоимостными показателями  $S_T$ ,  $S_F$ , а также параметрами  $K$  и  $c_{p2}$ . Величина этого выражения обычно известна в исходной постановке задачи оптимизации и может быть рассмотрена как функция переменной  $y$ .

Если обозначить  $\frac{S_T \cdot K}{S_F \cdot Cp_2} = Z$ , то

$$Z = f(y) = \ln\left(1 - \frac{1}{y}\right) + \frac{1}{y-1} \quad (12).$$

Функция  $f(y)$  позволяет дать оценку эффективности ТА типа «перемешивание – вытеснение» (по значениям  $\vartheta_{opt}$  и  $F_{opt}$ ). Т.е.  $\vartheta_2$  – оптимальный расход вторичного теплоносителя и  $F$  – оптимальная площадь поверхности теплообмена.

### **Литература**

- [1] Чернобыльский И.И. Машины и аппараты химических производств. М.: *Машиностроение*. 1975. 416с.
- [2] Маньковский О.Н., Романкова П.Г., Курочкиной М.И. Теплообменная аппаратура химических производств. Инженерные методы расчёта. Л.: *Химия*. 1976. 368с.

## ВЕРИФИКАЦИЯ ЧИСЛЕННОЙ СХЕМЫ ЗАДАЧИ О ЕСТЕСТВЕННОЙ КОНВЕКЦИИ У ДВУХМЕРНОЙ ВЕРТИКАЛЬНОЙ ПЛАСТИНЫ

Ратникова М.И., Зиганшин А.М.

Казанский государственный архитектурно-строительный университет.

E-mail: amziganshin@kgasu.ru

В работе на примере хорошо изученного свободно-конвективного течения у вертикальной равномерно нагретой стенки определяется такой комплекс всех численных моделей, который наиболее адекватно воспроизводит основные характеристики такого течения. Определяются избыточные температуры и продольные скорости в потоке, а также закономерности изменения локальной и средней теплоотдачи.

Задача решается при помощи вычислительного комплекса Fluent, который имеет в своем распоряжении большое количество наиболее универсальных моделей турбулентности: k-ε, k-ω, Рейнольдсовых напряжений (RSM), а также их модификации. Кроме того, для решения этой задачи важно правильно смоделировать течение вблизи нагретой поверхности, для чего используются специальные пристеночные функции – стандартные (SWF), неравновесные (NeWF), и кроме того специальный подход – расширенное пристеночное моделирование (EWT).

Решается задача для ряда пластин высотой  $h=0,5\div 3$  м, с температурой поверхности  $T_{пов}=293,15\div 2993,15$ К.

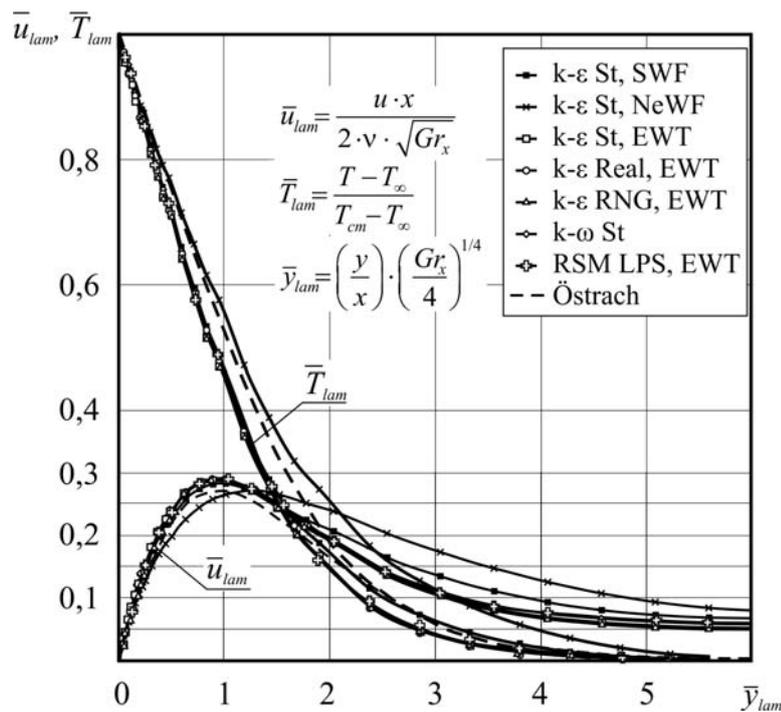


Рис. 1. Ламинарные профили  $\bar{u}$  и  $\bar{T}$

На рис. 1, 2 показаны профили безразмерных продольной скорости и избыточной температуры в поперечных сечениях потока у нагретой пластины. На рис. 1 течение ламинарное при  $Ra = 2,42 \cdot 10^6$ ,  $h=0,1$ м; для сравнения приведены результаты аналитического решения [1]. На рис. 2 при турбулентном течении:  $Ra = 1,94 \cdot 10^{10}$ ,  $h = 2,0$ м; для сравнения приведены результаты экспериментального исследования [2].

Видно, что при численном моделировании хорошо воспроизводятся как качественный, так и количественный характер изменения скорости и температуры в пограничном слое возникающего течения. Далее на рис. 3, 4 показано изменение локального и среднего числа Nu по высоте пластины. На рис. 3, 4 приведено сравнение с экспериментом Cheesewright, а также с результатами работы Churchill и Chu [3].

Здесь видно, что имеется хорошее согласование изменения локального числа  $Nu_x$ , имеется даже перегиб при переходном режиме (хотя наблюдается при несколько меньшем значении  $Ra$ ), и удовлетворительное совпадение среднего числа  $Nu$ , при использовании расширенного пристеночного моделирования (EWT).

Наилучшие результаты при моделировании такого типа течений получаются при использовании модели турбулентности Рейнольдсовых напряжений (RSM) в комплексе с расширенным пристеночным моделированием (EWT).

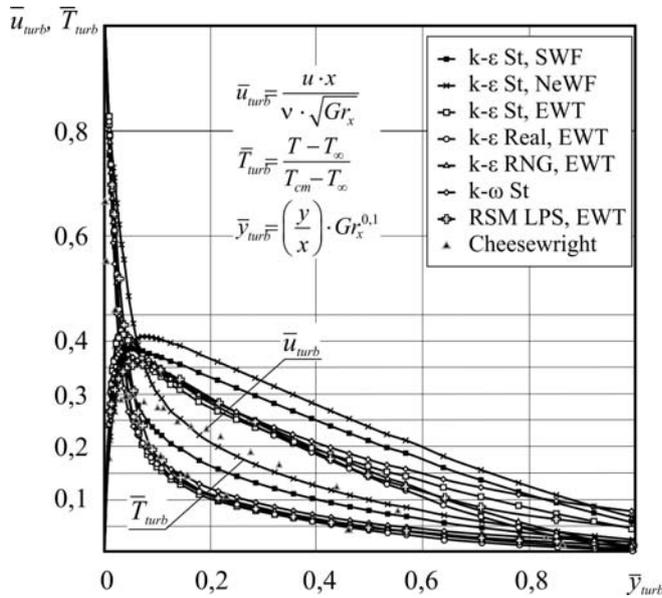


Рис. 2. Турбулентные профили  $\bar{u}$  и  $\bar{T}$

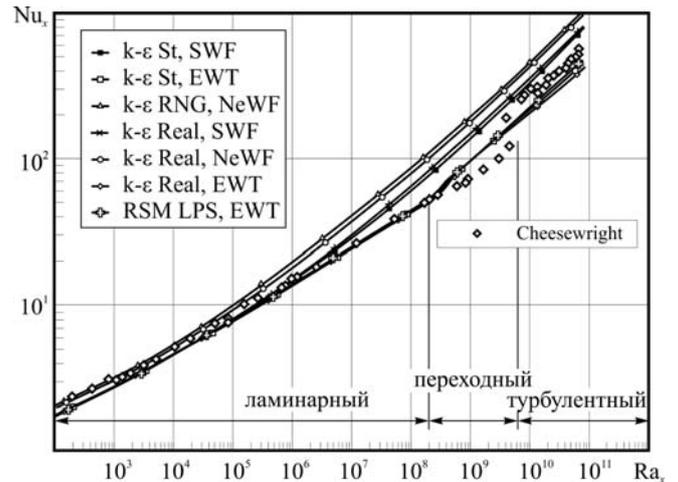


Рис. 3. Изменение  $Nu_x$

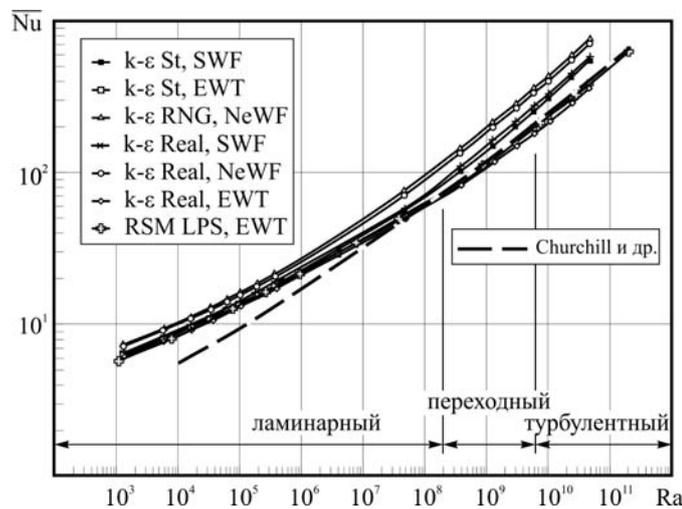


Рис. 4. Изменение  $\bar{Nu}$

### Литература

- [1] S. Östrach. An analysis of laminar free-convection flow and heat transfer about a flat plate parallel to the direction of the generating body force. *NACA, TR 1111*. 1953. P.63-78.
- [2] R. Cheesewright. Turbulent natural convection from a vertical plane surface // The University Of Michigan. Laboratory for Fluid Flow and Heat Transport Phenomena. *Technical Report No. 05031-8-T*. 1967. P.27.
- [3] S.W. Churchill, H.H.S. Chu. Correlating equations for laminar and turbulent free convection from a vertical plate. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 1975. Vol.18. No.11. P.1323-1329.

## ПРЕЦИЗИОННЫЙ РЕОВИСКОЗИМЕТР КАПИЛЛЯРНЫЙ ГРУЗО–ПОРШНЕВОЙ

Филиппов Г.А., Мусин А.М., Идиятуллин З.Ш., Малацион С.Ф., Сагдеев Д.И.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

Казанский государственный энергетический университет.

E-mail: sagdeev@mail.ru

Вязкость, наряду с плотностью и другими коэффициентами (диффузии, теплопроводности) явлений переноса является важнейшей структурно-механической характеристикой материала, определяющей его технологические, эксплуатационные и потребительские свойства. Вязкость является практически важной физико-химической характеристикой свойств в различных технологических процессах при нефтедобыче, в нефтехимии, биохимии, пищевой, косметической, лакокрасочной и других отраслях промышленности.

В процессе выполнения научных исследований всегда возникает проблема недостатка или отсутствия современных высокоточных исследовательских приборов и оборудования. Неудовлетворительное состояние отечественного приборостроения и фантастические цены, недоступные даже промышленным предприятиям, на высокоточное зарубежное оборудование, вынуждает ученых самим разрабатывать и изготавливать необходимые для научной работы приборы и экспериментальные установки.

Доцентом Самигуллиным Фиалом Мусаевичем (1937-2009 г.г.) предложен вариант вискозиметра, который был изготовлен на кафедре физики КНИТУ для ряда научных учреждений [1].

Вискозиметры оказались весьма востребованными для выполнения конкретных научно-производственных задач в ИОФХ и КНИТУ при исследовании неньютоновских жидкостей (нефтей, красок). На настоящее время продолжение разработок реовискозиметра с целью его производства явилось актуальной задачей.

Перед нами была поставлена задача подготовки комплектов чертежей реовискозиметра и демонстрационный видеофильм «Прецизионный реовискозиметр капиллярный грузо-поршневой (РВКГП)» для потребителей. Ранее нами были созданы учебные видеофильмы с avi-расширением к лабораторным работам по различным учебным курсам [2, 3].

Разработанный реовискозиметр [1] – капиллярный грузо-поршневой (РВКГП) представлен на рис. 1. и является синтезом положительных качеств грузо-поршневого и капиллярного вискозиметров. В нем практически конструктивно устранены или сведены к минимуму перечисленные недостатки.

Благодаря этому прибор стал обладать преимуществами обеих способов измерения: простотой конструкции и обслуживания поршневого метода и высокой точностью капиллярной вискозиметрии.

Принцип измерения вязкости с помощью РВКГП основан на регистрации двух взаимосвязанных величин – нагрузки на поршень и времени истечения через капилляр образца определенного объема, по которым вычисляются напряжение сдвига на стенке капилляра, градиент скорости (в том числе и неньютоновских сред) то есть, практически, реализуется абсолютный метод измерения вязкости.

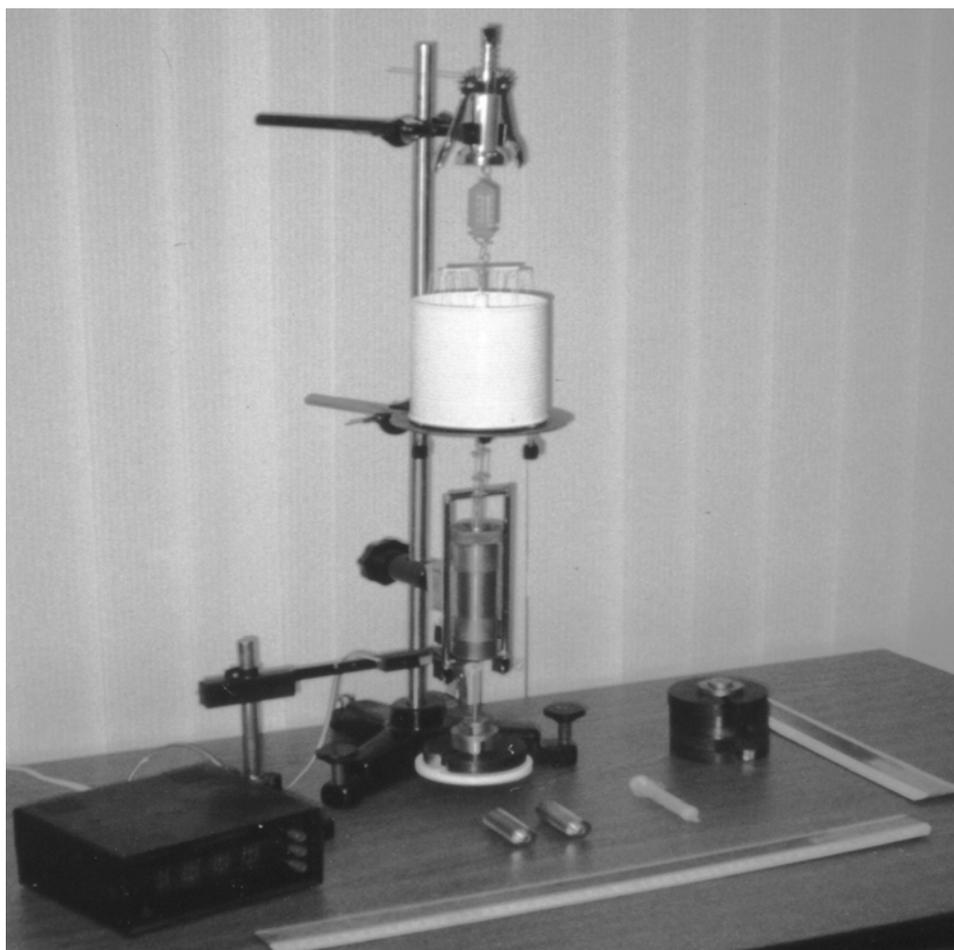
Не возмущающий способ регистрации перемещения поршня, наряду с гравиметрическим методом создания давления на концах капилляра (принцип прецизионного манометра с неуплотненным поршнем) и жидкостное (проточное) термостатирование образца создают благоприятные условия для прецизионных измерений вязкости методом Пуазейля в широком диапазоне значений напряжения и скорости сдвига (в том числе и неньютоновских сред).

Технические характеристики прецизионного реовискозиметра ВКГП:

Объем образца	$5 \div 15, \text{ см}^3$
Диапазон измеряемой вязкости	$0.3 \cdot 10^{-3} \div 100, \text{ Па} \cdot \text{с}$
Точность измерения вязкости (техн. изм.)	0,5%
Диапазон напряжений сдвига на стенке капилляра	$10^{-2} \div 800, \text{ Па}$

Диапазон скоростей сдвига на стенке капилляра

$5 \cdot 10^{-2} \div 5 \cdot 10^3, \text{ c}^{-1}$



**Рис. 1.** Прецизионный реовискозиметр капиллярный грузо-поршневой (РВКГП)

Для реализации поставленной задачи использован Solid Edge – высокоэффективный продукт компании UGS, который позволил создать сборочный чертеж прецизионного реовискозиметра капиллярного грузо-поршневого с последующей разборкой и сборкой всех сборочных единиц до отдельных деталей.

Создание видов разнесенной сборки было реализовано с использованием специальной рабочей среды. В меню «Приложения» среды «Сборка» была выбрана команда «Разнесенная сборка». Нами была реализована команда «Разнести сборку», которая обеспечила свободу выбора и полный контроль за разнесением деталей, что невозможно при автоматическом разнесении.

Команда «Разнести сборку» позволила задать разные направления для разнесения деталей. Для выбора деталей в сборке использован «Навигатор сборки». При разнесении деталей была определена их последовательность, которая обеспечила наглядность и воспроизведение в деталях технологического процесса сушки керамических покрытий форм по выплавляемым моделям с применением вакуума и аммиака. Обозначение направлений разнесения деталей обеспечено командами «Векторы разнесения» и «Стрелки векторов» из меню «Вид».

Для компьютерной реализации avi-фильма нами была использована русифицированная программа Camtasia Studio, которая имеет мощную утилиту для записи изображения с экрана в видеофайлы различных форматов (AVI, SWF, FLV, MOV, WMV, RM, GIF, CAMV), а также имеет возможность редактирования видео со встроенными Macromedia Flash (SWF) и видео проигрыватели.

Программа Camtasia Studio захватывает действия и звуки в любой части Windows-систем и сохраняет в файл стандарта AVI. На основе любого видео можно скомпилировать исполнительный exe-файл, который будет содержать встроенный проигрыватель. Для сжатия видео имеется «фирменный» кодек TechSmith Screen Capture Codec (TSCC). Программа включает в себя четыре утилиты: Camtasia MenuMaker, Camtasia Player, Camtasia Theater и Camtasia Recorder. Для работы со всеми этими утилитами служит главный интерфейс программы.

По проделанной работе можно сделать следующие выводы:

1. Использование высокоэффективного продукта компании UGS-Solid Edge позволило подготовить комплект чертежей реовискозиметра и создать демонстрационный видеофильм «Прецизионный реовискозиметр капиллярный грузо-поршневой (РВКПП)».
2. Реовискозиметр можно использовать для объяснения учебного материала при рассмотрении течения ньютоновских и неньютоновских жидкостей по дисциплине «Газодинамика сплошных сред», а также для научно-исследовательских работ по исследованию вязкости высоковязких систем.

### **Литература**

- [1] Самигуллин Ф.М., Нефедьев Е.С., Идиятуллин З.Ш., Малацион С.Ф., Черкасс М.А. Лабораторный капиллярно-поршневой вискозиметр для изучения свойств неньютоновских жидкостей. Материалы докладов VII-й уч.метод.конф.стран Содружества «Современный физический практикум». М.: Изд.дом МФО. 1999. С.252-253.
- [2] Богданов Е.В., Захаров И.А., Тютин А.В., Антипова Е.В., Коледов С.Н., Хубатхузин А.А., Альтапов А.Р., Сагдеев А.А., Сагдеев Д.И. Технология создания avi-фильмов для дисциплин специальности «Вакуумная техника электрофизических установок». Материалы Третьей Российской студенческой научно-технической конференции «Вакуумная техника и технология». Казань: КГТУ. 2007. С.115-117.

## **МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ИЗОМЕРИЗАЦИИ ПЕНТАН-ГЕКСАНОВОЙ ФРАКЦИИ В СРЕДЕ UNISIM DESIGNE**

Чуракова С.К., Чичканова Д.В.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: info@rusoil.net

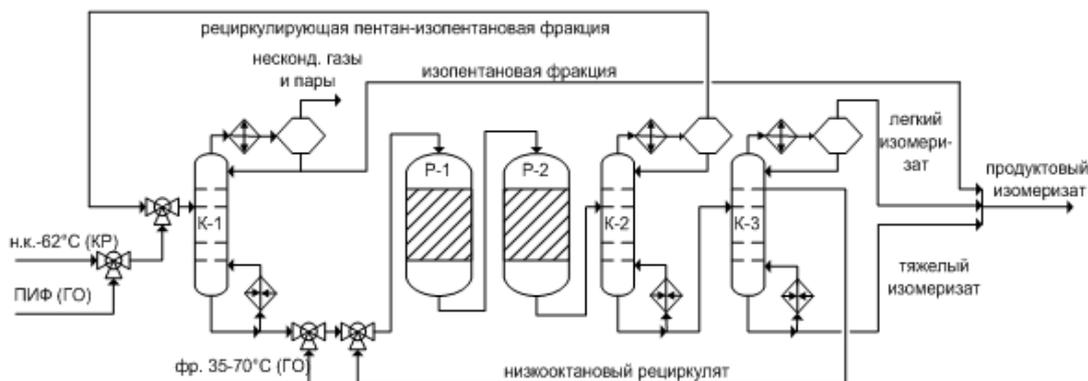
В настоящее время для снижения суммарного содержания в товарном бензине ароматических углеводородов в качестве октаноповышающих добавок, наряду с базовым компонентом смешения – риформатом, используются изомеризат, алкилат, эфиры (МТБЭ, ЭТБЭ, ТАМЭ). Процессы алкилирования и этерификации характеризуются ограниченными сырьевыми ресурсами и требуют высоких капитальных и эксплуатационных затрат на реализацию. Изомеризация на данный момент считается наиболее эффективным способом производства экологически чистых высокооктановых компонентов бензинов.

На сегодняшний день ОАО «Газпром нефтехим Салават» располагает достаточными сырьевыми ресурсами для ввода в эксплуатацию установки изомеризации. Целью исследований, проводимых в данной работе, являлся выбор схемы процесса изомеризации пентан-гексановой фракции с учётом сырьевых ресурсов ОАО «Газпром нефтехим Салават».

Расчет технологической схемы разделения проектируемой установки изомеризации (рисунок) проводился в программном пакете Unisim Design. В основу были заложены нормы технологического режима установки изомеризации Л-35-5 ОАО «Уфанефтехим» (схема с колонной ДИГ). Количественные и качественные составы сырьевых потоков взяты с действующих производств НПЗ ОАО «Газпром нефтехим Салават».

Результаты наших расчетов и литературные данные по анализу эффективности различных схем процесса изомеризации [1-3] показывают, что наибольший прирост октанового числа наблюдается при предварительной деизопентанизации сырья и рециркуляции *n*-пентана, *n*-гексана и метилпентанов (схема с колонной деизопентанизации (ДИП) и колонной деизогексанизации (ДИГ)).

Колонна ДИП обеспечивает: извлечение изопентановой фракции из сырья на стадии его предподготовки для большей степени превращения нормального пентана в изопентан (выгодное смещение термодинамического равновесия); выделение дополнительного высокооктанового компонента (изопентановая фракция) отдельным потоком; разгрузку реакторного блока; регулирование состава сырья по легким углеводородам; получение большего значения ОЧИМ изомеризата.



**Рисунок.** Принципиальная технологическая схема процесса изомеризации с колонной ДИП и ДИГ. К-1 – колонна деизопентанизации (ДИП), Р-1 и Р-2 – реакторы изомеризации, К-2 – колонна депентанизации (ДП), К-3 – колонна деизогексанизации (ДИГ)

Колонна ДИГ предусматривает рециркуляцию непрореагировавших низкооктановых компонентов (метилпентанов и *n*-гексана) в реактор, что увеличивает конверсию гексанов, но не повышает содержания изопентанов в продукте.

На начальной стадии разработки проекта установки изомеризации в качестве сырья рассматривались фракции: н.к.-62 °С риформата и прямогонная гидроочищенная фракция н.к.-70 °С. Однако, на данный момент, в рамках программы модернизации НПЗ предлагается разделить на гидроочистке фракцию н.к.-70 °С на две фракции: н.к.-35 °С (пентан-изопентановую фракцию – ПИФ) и фракцию 35-70 °С. В этой связи на установке изомеризации можно организовать отдельную подачу сырьевых потоков: фракцию н.к.-62 °С риформата после смешения с гидроочищенной ПИФ подать в колонну ДИП, гидроочищенную фракцию 35-70 °С с низким содержанием изопентана напрямую направить в реактор изомеризации (рисунок).

Результаты расчета показывают, что оптимальным вариантом ведения процесса изомеризации для ОАО «Газпром нефтехим Салават» является схема с отдельным питанием сырьевыми потоками и тремя колоннами разделения (ДИП, ДП, ДИГ), позволяющая повысить ОЧИМ изомеризата с 86 до 90-91 пунктов (по сравнению со схемой с колонной ДИГ). Эти разработки могут быть учтены в рамках реализации программы модернизации НПЗ.

## Литература

- [1] Буй Чонг Хан, Нгуен Ван Ты, Ахметов А.Ф. Сравнительный анализ различных схем изомеризации пентан-гексановой фракции. *Нефтегазопереработка и нефтехимия*. 2008. №2. С.22-25.
- [2] Горда Е.О., Чеканцев Н.В., Иванчина Э.Д. Применение компьютерной моделирующей системы при оценке эффективности технологических схем процесса изомеризации. Материалы междунаучно-практ. конф. «Нефтегазопереработка-2011». Уфа: Изд. ГУП ИНХП РБ. 2011. С.180-181.
- [3] Литвак Е.И., Иванчина Э.Д., Чеканцев Н.В., Кравцов Э.Д. Комплексная математическая модель процесса изомеризации пентан-гексановой фракции. Материалы междунаучно-практ. конф. «Нефтегазопереработка-2011». Уфа: Изд. ГУП ИНХП РБ. 2011. С.181-182.

## МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ МЕТАНОЛА ВОДОЙ ИЗ СМЕСИ ЕГО С Н-БУТАНОМ

Кузнецова А.Ю., Ситников Д.Н.

Ангарская государственная техническая академия.

E-mail: xtt-agta@yandex.ru

Процесс синтеза метилтретбутилового эфира основан на селективном взаимодействии изобутилена, входящего в состав бутан–бутиленовой фракции с метанолом на катализаторе. С целью повышения степени конверсии изобутилена метанол подается в избытке по сравнению со стехиометрическим значением.

Вследствие этого отработанная бутан–бутиленовая фракция содержит метанол, который экстрагируется водой и затем выделяется путем ректификации (рис. 1).

Исследования взаимной растворимости в тройных смесях, содержащих метанол, воду и углеводороды парафинового ряда позволили получить зависимость, связывающую мольные доли метанола в органической  $y$  и водной  $x$  фазах [1]:

$$y = x \exp(A \cdot x^n + b)$$

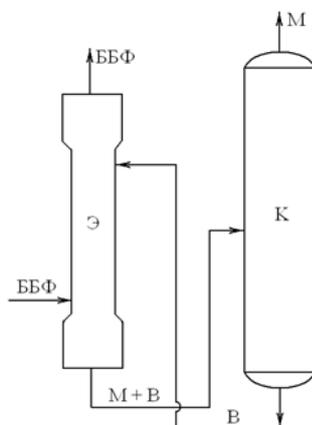
Параметры  $A$ ,  $n$  и  $b$  являются температурозависимыми величинами. Значения их для систем  $n$ -бутан–метанол–вода приведены в табл. 1.

**Табл. 1.** Значения коэффициентов уравнения регрессии для системы метанол–вода–бутан

Температура, °С	Значение коэффициентов		
	$A$	$n$	$b$
0	4,9167	2,2903	-6,2580
5	4,8130	2,1871	-6,0162
10	4,7099	2,1083	-5,7588
15	4,6202	2,0601	-5,4823
20	4,5648	2,0553	-5,1814
25	4,5863	2,1213	-4,8466
30	4,1860	1,7330	-4,7329

**Табл. 2.** Значение константы фазового равновесия

$y$ , мол. дол.	$m$
0,001	0,002
0,002	0,0032
0,005	0,0068
0,010	0,012
0,020	0,023
0,030	0,034



**Рис. 1.** Схема узла выделения метанола. Э – экстрактор; К – колонна ректификации; ББФ – бутан-бутиленовая фракция; Б – бутан; В – вода; М – метанол.

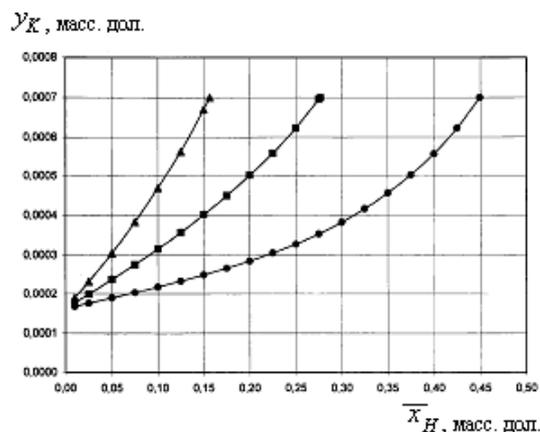
Выражение  $\exp(Ax^n + b)$  в ур. (1) представляет собой константу фазового равновесия, значение которой представлено в табл. 2.

Видно, что при содержании метанола в органической фазе до 3% масс., которое соответствует производственным условиям, константа  $m$  имеет низкое значение. Это обуславливает малую величину второго слагаемого в уравнении аддитивности фазовых сопротивлений и позволяет сделать вывод, что в рассматриваемых условиях сопротивление массообмену практически полностью сосредоточено на стороне органической фазы.

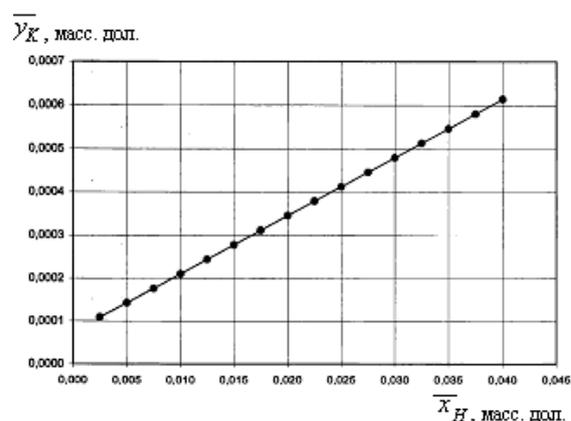
Сведения о гидравлических и кинетических характеристиках процесса [2] совместно с данными по равновесию позволили создать программу расчета процесса экстракции метанола в распылительной колонне, которая может быть

использована при оптимизации режима работы действующей установки.

На рис. 2 и 3 представлены результаты расчета концентрации метанола в очищенной бутан–бутиленовой фракции в зависимости от содержания его в исходной смеси и от концентрации в регенерированном экстрагенте.



**Рис. 2.** Зависимость массовой доли метанола в очищенной ББФ от содержания метанола в исходной смеси (начальная концентрация метанола в экстрагенте  $\bar{x}_H = 0,03$  масс. дол.)



**Рис. 3.** Зависимость массовой доли метанола в очищенной ББФ от начальной концентрации метанола в экстрагенте (концентрация метанола в исходной смеси  $\bar{y}_H = 0,015$  масс. дол.)

Сопоставление рассчитанных величин с показателями действующей установки показало достаточно хорошую сходимость.

### Литература

- [1] Семёнов И.А., Ситников Д.Н., Ульянов Б.А., Дубровский Д.А. Нефтеперераб. и нефтехим. **2012.** №1. С.20-24.
- [2] Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. М: Химия. **1983.** 724с.

## СУШКА И ОХЛАЖДЕНИЕ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ И ИЗДЕЛИЙ

Скакун К.А., Левина Н.С.

Бийский технологический институт, филиал Алтайского государственного технического университета имени И.И. Ползунова.

E-mail: info@bti.secna.ru

Интенсификация технологических процессов за счёт сокращения длительности производственных процессов, уменьшения габаритных размеров, металлоёмкости и энергопотребления оборудования, повышения качества получаемых продуктов определена одним из важнейших направлений развития промышленности страны.

Значительный процент в выпуске основного технологического оборудования для существующих и новых производств химической, пищевой и других отраслей промышленности занимают аппараты для сушки различных сред.

Разработка высокоэффективных машин и аппаратов для удаления влаги из сыпучих материалов и изделий, основанная на принципах безотходной технологии, позволяет, наряду с увеличением единичной мощности оборудования, повышением качества продукции и снижением потерь твёрдой и жидкой фаз, значительно интенсифицировать процессы сушки материалов при небольших затратах энергии и минимальных размерах оборудования.

Для ряда дисперсных материалов и изделий, получаемых методом экструзии, на завершающей стадии переработки требуется сушка и охлаждение формируемых продуктов. Процесс экструзии – один из самых перспективных и высокоэффективных способов переработки различных полимерных материалов, совмещающий термо- и гидромеханическую обработку сырья и позволяющий получать продукты с заранее заданными свойствами.

Процесс экструзии отличается непрерывностью, универсальностью и возможностью полной механизации и автоматизации производства. Получение изделий высокого качества связано с поддержанием режимов формования в заданных пределах и достижением необходимой влажности пористых продуктов. Основной задачей моделирования процесса удаления влаги из полученных методом экструзии пористых изделий, а также других влажных материалов, является определение времени процесса и технологических параметров используемого теплоносителя.

Исходя из анализа литературных данных, предварительных экспериментов по изучению процессов удаления влаги из дисперсных влажных материалов и визуального наблюдения за работой оборудования, при разработке математического описания процессов был сделан ряд допущений: аппарат является аппаратом идеального вытеснения в направлении движения материала, перемешивание материала в поперечном сечении потока отсутствует; физико-механические свойства материала не изменяются по длине аппарата; теплофизические свойства материала неизменны по всей длине аппарата; испарение влаги из материала происходит с открытой поверхности материала.

Основным параметром при расчёте размеров аппарата для удаления влаги из полученных продуктов является определение продолжительности процесса. Время проведения процесса во многом зависит от температуры теплоносителя. Поскольку использование для фасовки нагретого выше 20-30 °С продукта нежелательно, в ходе процесса влагу и тепло из материала необходимо отводить. Температура получаемого продукта зависит от количества тепла подведённого к материалу в процессе переработки, а также от количества тепла, отведённого за счёт контактного теплообмена материала с теплопередающей поверхностью, и количества тепла, отводимого за счёт испарения влаги с поверхности частиц материала.

При разработке математической модели аппарата, исходя из сделанных допущений, выделим из рабочей зоны аппарата (рис. 1) элемент длиной  $dl$  вдоль оси  $l$  аппарата и шириной  $b$ , имеющий площадь поперечного сечения  $S$ . В выделенном объёме находится перерабатываемый материал.

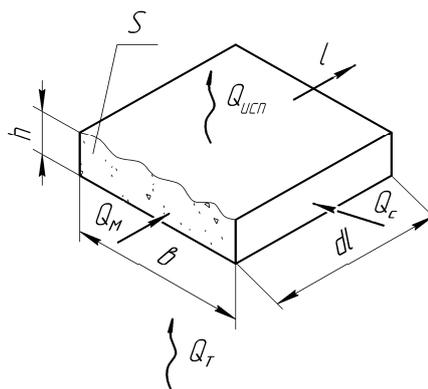


Рис. 1. Схема элемента слоя материала

Тепловой баланс для выделенного элемента аппарата, заполненного обрабатываемым материалом, можно представить в виде уравнения

$$Q_M - Q_{исп} - Q_C - Q_T = 0, \tag{1}$$

где  $Q_M$ ,  $Q_{исп}$ ,  $Q_C$ ,  $Q_T$  – расход количества тепла, соответственно, поступившего с материалом, отводимого за счёт испарения влаги из материала и отводимого за счёт контактного и конвективного теплообмена, Вт.

Скорость выделения тепла в процессе охлаждения материала в рассматриваемом элементе может быть представлена уравнением

$$Q_M = \rho_M \cdot c_M \cdot \frac{dT}{d\tau} \cdot S \cdot dl, \quad (2)$$

где  $\rho_M$  – плотность материала, кг/м<sup>3</sup>;  $c_M$  – удельная теплоёмкость материала, Дж/(кг·К);  $T$  – температура материала, К;  $\tau$  – время, с.

Скорость отвода тепла за счёт испарения влаги с открытой поверхности массы материала находится из уравнения

$$Q_{исп} = r \cdot \rho_M \cdot S \cdot dl \cdot \frac{dU}{d\tau}, \quad (3)$$

где  $r$  – удельная теплота парообразования воды, Дж/кг;  $U$  – влажность материала.

Скорость отвода тепла за счёт контактного теплообмена материала с охлаждаемой поверхностью определяется выражением

$$Q_C = \alpha_C \cdot b \cdot dl \cdot k_C (T - T_C), \quad (4)$$

где  $\alpha_C$  – коэффициент теплоотдачи от материала к охлаждаемой поверхности, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $k_C$  – безразмерный коэффициент использования теплообменной поверхности;  $T_C$  – температура охлаждаемой поверхности, К.

Скорость отвода тепла газообразным теплоносителем можно выразить следующим образом

$$Q_T = \alpha_T \cdot b \cdot dl \cdot (T - T_T), \quad (5)$$

где  $\alpha_T$  – коэффициент теплоотдачи от материала к теплоносителю, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $T_T$  – температура теплоносителя, К.

Скорость изменения влажности материала за счёт испарения влаги со свободной поверхности материала будет равна

$$\frac{dU}{d\tau} = \frac{j_B \cdot b}{\rho_M \cdot S}, \quad (6)$$

где  $j_B$  – количество влаги удаляемой с единицы свободной поверхности материала в единицу времени, кг/(м<sup>2</sup>·с).

Основываясь на известных теориях [1, 2] сушки дисперсных материалов, выражение для определения количества влаги, удаляемой с поверхности материала в единицу времени можно записать в виде уравнения

$$j_B = \beta \cdot (U - U_P), \quad (7)$$

где  $\beta$  – коэффициент массоотдачи, кг/(м<sup>2</sup>·с);  $U_P$  – равновесная влажность материала.

Решая совместно уравнения (6) и (7) получим, что скорость изменения влажности материала за счёт испарения влаги через свободную поверхность рассматриваемого элемента будет равна

$$\frac{dU}{d\tau} = \frac{\beta}{\rho_M \cdot h} (U - U_P). \quad (8)$$

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

Подставляя уравнения (2)-(5) в уравнение (1) определим скорость изменения температуры материала в условиях тепло и массообмена влажного материала с окружающей средой

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{r}{c_M} \cdot \frac{dU}{d\tau} + \frac{\alpha_C \cdot k_C}{\rho_M \cdot c_M \cdot h} (T - T_C) + \frac{\alpha_T}{\rho_M \cdot c_M \cdot h} (T - T_T). \quad (9)$$

Уравнения (8) и (9) содержат ряд параметров, которые требуют предварительного определения, к ним относятся коэффициенты теплоотдачи и массоотдачи. Для рабочей поверхности аппарата коэффициент теплоотдачи между охлаждаемой поверхностью и влажным дисперсным материалом, входящий в уравнение теплового баланса, определяется по формуле Кришера [3] на основе решения задачи о кратковременном контакте материала с рабочей поверхностью.

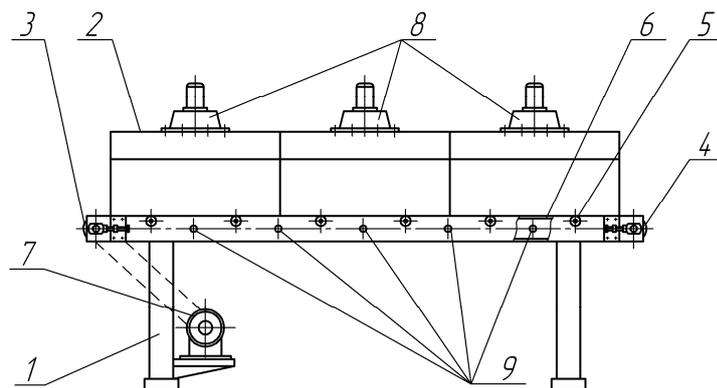
При рассмотрении процесса конвективного охлаждения изделий считаем, что всё тепло от сушильного агента передаётся изделию за счёт конвекции, тогда из уравнения теплового баланса получим уравнение для определения коэффициент межфазного теплообмена  $\alpha_T$ .

Уравнения (8) и (9) образуют систему дифференциальных уравнений, описывающих процесс удаления влаги из пористых изделий в условиях тепло и массообмена в аппарате непрерывного действия с комбинированным подводом и отводом теплоносителей.

С учётом математической модели была разработана методика расчёта основных параметров процесса. Методика расчёта основана на последовательном определении характера изменения температуры вдоль оси аппарата для различных конструктивных параметров и режимов подачи теплоносителя.

Для заданных геометрических размеров поперечного сечения слоя материала определяется длина аппарата, обеспечивающая требуемую влажность и температуру продукта. Выбор оптимального соотношения размеров аппарата и режимов его работы должен быть основан на обеспечении этих значений в допустимых пределах при заданной производительности аппарата.

На основании проведённых исследований и методов проектирования созданы конструкции сушилок-охладителей для сушки и охлаждения изделий из биополимеров. Схема аппарата представлена на рис. 2. Промышленная установка содержит следующие основные узлы: аппарат в виде сетчатого транспортера с приводом, вентиляционное оборудование для подачи или отвода используемого воздуха, фильтры очистки отработанного воздуха, калориферы для нагрева воздуха в зимний период и пульт управления.



**Рис. 2.** Схема аппарата для сушки и охлаждения изделий

- 1 – рама; 2 – кожух; 3 – барабан приводной; 4 – барабан; 5 – ролик опорный;  
6 – рама; 7 – привод; 8 – вентилятор; 9 – труба ограничитель

Аппарат для сушки и охлаждения получаемого в процессе экструзии продукта представляет собой транспортёр, состоящий из движущейся непрерывно сетчатой ленты, на которой располагается продукт. Сетчатая лента устанавливается на двух вращающихся с помощью привода барабанах, укрепленных на раме. С одной стороны ленты расположен

экструдер или направляющее устройство, с другой, противоположной стороны, узел дозирования и фасовки. Лента, ведущий и ведомый барабаны транспортёра, а также другие элементы оборудования, контактирующие с продуктом выполнены из коррозионностойкой стали. Над сетчатой лентой установлен кожух, в отверстиях которого укреплены осевые вентиляторы.

Установка используется для охлаждения штучных изделий из растительных полимеров и может быть использована для охлаждения других химических и пищевых продуктов, которые при транспортировании не собираются в агломераты и не прилипают к перфорированной поверхности сетки. Установка позволяет охлаждать штучные изделия от температуры 60...200 °С до 20 °С при загрузке их на транспортер в объёме до 0,2 м<sup>3</sup> и производительности 500 кг/ч. С целью повышения качества охлаждаемых изделий температуру охлаждающего воздуха следует ограничить 10 °С. Значительное снижение температуры воздуха нецелесообразно, так как возможно появление конденсата на частицах продукта на стадии дозирования и фасовки.

### **Литература**

- [1] Романков, П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка во взвешенном состоянии. *Л.: Химия. 1979.* 272с.
- [2] Красников В.В. Кондуктивная сушка. *М.: Энергия. 1973.* 288с.
- [3] Кришер О. Научные основы техники сушки. *М.: Изд. ин. лит. 1961.* 539с.

## **АММИАЧНО-АММОНИЙНОЕ ИЗВЛЕЧЕНИЕ МЕДИ ИЗ ШЛАКА СВИНЦОВОЙ ПЛАВКИ**

Наседкина Н.Г., Перетрутов А.А., Ксандров Н.В., Чубенко М.Н.

Дзержинский политехнический институт, филиал Нижегородского государственного  
технического университета имени Р.Е. Алексеева.

E-mail: Lab202@dfngtu.nnov.ru

Шлак свинцовой плавки относится к твердым отходам, содержащим тяжелые цветные металлы: медь – до 1,5% и цинк – до 10%, свинца – до 4%. Такие отходы, содержащие цветные металлы, могут быть вовлечены в дальнейшую переработку и использоваться как вторичные материальные ресурсы. Кроме того, переработка отходов должна быть комплексной, исключающей образование вторичных неиспользуемых отвалов, стоков, и решать проблему ресурсосбережения. Шлаки являются одним из наиболее ценных вторичных материальных ресурсов. В настоящее время часть шлака продолжает уходить в отвалы. Для складирования отходов и их хранения отчуждены тысячи гектаров полезных земель, на транспортировку шлака от доменных цехов до отвалов и их содержание ежегодно расходуется большое количество денежных средств, загрязняется окружающая среда. Поэтому переработка шлака и его использование остается актуальной проблемой для экологии и всего агропромышленного комплекса[1]. Актуальность работы по созданию технологии комплексной переработки цинк-медьсодержащих отвалов, огарка, шлака, определяется потенциальной ценностью указанных отходов как сырья для цветной металлургии, черной металлургии, цементной промышленности, строительной индустрии.

Многочисленные исследования, проведенные в области утилизации шлаков свинцовой плавки, как правило, многостадийны и не дают комплексного решения экологической проблемы. В данной работе была поставлена задача на основе проведенных ранее исследований [2] найти оптимальный режим для извлечения меди из шлака свинцовой плавки.

Рядом преимуществ обладает водно-аммиачная экстракция для извлечения меди. Извлечение производится без предварительной термической или иной обработки. В отличие от органических экстрагентов аммиачная вода не требует реэкстракции извлеченных из

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

отходов цветных металлов или расхода дополнительных реагентов на их осаждение, так как извлеченные металлы выделяются из аммиачного раствора при отгонке аммиака.

При отгонке аммиака из полученных аммиачных экстрактов путем кипячения происходит постепенное удаление свободного аммиака, а затем и аммиака, входящего в аммиачный комплекс. При этом аммиачный комплекс из тетрааммиакатного превращается в диаммиакатный, а затем в гидроксид или же в оксид комплексообразователя.

Исследуемый шлак свинцовой плавки Шымкентского металлургического комбината по данным, приведенным в паспорте в среднем содержит: Pb - до 4%, Cu - 1,5%, Zn - до 10%, Fe<sub>общ.</sub> - 25,4%, FeS<sub>2</sub> - 0,54%, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> - 35,96%, SiO<sub>2</sub> - до 20%, CaO - до 15%, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> - до 5%, BaO - 5%.

В поставленной для исследования партии шлака химическим, рефрактометрическим и сорбционным анализом было определено, что в шлаке, предварительно размолотого до размеров частиц 0,074мм, содержание меди – 1.2% , цинка – 7.15%, железа<sub>общ.</sub> – 25.20% то есть отличается от приведенных в паспорте данных, что говорит о неравномерности распределения составляющих элементов в массе шлака при удельном объеме пор равном 0,4619. Определение меди в шлаке проводили фотоколориметрическим методом, цинка - комплексонометрическим титрованием трилоном Б [3].

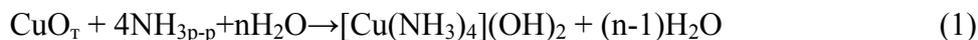
Были проведены серии опытов по установлению зависимости степени выщелачивания меди от концентрации аммиака, концентрации хлорида аммония, добавляемого в растворы аммиака, от отношения Т:Ж, от времени выщелачивания.

**Табл. 1.** Экстрагирование соединений меди аммиаком

C(NH <sub>3</sub> )	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
pH <sub>нач</sub>	11,60	11,77	11,89	12,34	12,54	12,80	13,13
pH <sub>конеч</sub>	11,62	11,97	12,06	12,57	12,83	13,15	13,32
C <sub>Cu2+</sub> , моль/л	4,28·10 <sup>-3</sup>	6,62·10 <sup>-3</sup>	7,66·10 <sup>-3</sup>	8,25·10 <sup>-3</sup>	8,40·10 <sup>-3</sup>	8,68·10 <sup>-3</sup>	8,89·10 <sup>-3</sup>
α-степень	9,16	14,83	16,83	17,92	18,20	19,01	20,34
выщ.,%							

Первоначально в качестве экстрагентов использовали растворы аммиака концентрацией 3%, 4%, 5%, 10%, 15%, 20%, 25%. Растворы аммиака при Т:Ж=1:5 при выщелачивании в течение 40 мин. дают степень извлечения металла до 20,34%. Такое экстрагирование осложнено присутствием сульфидов меди в виде ковелина CuS и борнита Cu<sub>5</sub>FeS<sub>4</sub> не извлекается аммиаком, но могут извлекаться после предварительного окисления.

Химизм данного процесса можно представить уравнением (1), если условно принять, что выщелачиваемая медь в исходном состоянии представлена оксидом меди [4]:



**Табл. 2.** Отношение количества молей аммиака к числу грамм-атомов меди (без учета расхода аммиака на цинк)

C(NH <sub>3</sub> )	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
(V <sub>NH3</sub> :VCU) <sub>нач</sub>	46	61	76	149	219	306	411
(V <sub>NH3</sub> :VCU) <sub>ост</sub>	50	71	91	181	268	351	581

При добавлении в растворы аммиака NH<sub>4</sub>Cl в количестве 180 г/л Cl<sup>-</sup> при Т:Ж=1:5 степень выщелачивания меди увеличивается. При этом pH, концентрация меди и степень извлечения изменяется в следующих пределах.

**Табл. 3.** Экстрагирование соединений меди аммиачной водой в присутствии хлорида аммония

C(NH <sub>3</sub> )	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
pH <sub>нач</sub>	9,07	9,11	9,15	9,47	9,64	9,85	10,03
pH <sub>конеч</sub>	9,13	9,18	9,23	9,67	9,85	10,10	10,18
C <sub>Cu2+</sub> · 10 <sup>-3</sup> , моль/л	8,39	8,88	9,23	10,67	10,98	17,72	19,68
α-степень выщ., %	23,33	24,48	25,42	29,28	30,52	46,88	52,08

Химизм процесса[4]:



**Табл. 4.** Отношение количества молей аммиака к количеству молей меди и отношение количества молей хлорида аммония к количеству молей меди (без учета расхода аммиака на цинк)

C <sub>(NH<sub>3</sub>)</sub>	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
(V <sub>NH<sub>3</sub></sub> :V <sub>CU</sub> ) <sub>нач</sub>	46	61	76	149	219	306	411
(V <sub>NH<sub>3</sub></sub> :V <sub>CU</sub> ) <sub>ост</sub>	59	80	101	210	315	375	615
(V <sub>NH<sub>4</sub>Cl</sub> :V <sub>CU</sub> ) <sub>нач</sub>	134	134	134	134	134	134	134
(V <sub>NH<sub>4</sub>Cl</sub> :V <sub>CU</sub> ) <sub>ост</sub>	174	177	179	189	192	195	197

Соотношение молей аммиака к извлекаемой меди многократно превышает требуемое количество молей аммиака и образование тетрааммиаката. При добавлении хлорида аммония возможным становится извлечение меди, содержащейся в виде азурита Cu<sub>3</sub>(CO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>(OH)<sub>2</sub> [5], сульфиды меди остаются неизвлеченными.

Исследовано влияние времени проведения процесса выщелачивания на полноту извлечения металла. Опыты проводили при различных концентрациях аммиака, при добавлении 180 г/л Cl<sup>-</sup>, при Т:Ж = 1:5, в течение 40 мин, через каждые 10 мин отбирали пробу на анализ в количестве 5 мл. Результаты приведены в табл. 5.

Следующая серия опытов проводилась при тех же условиях, но продолжительность каждого опыта увеличили до 4-х часов, через каждый час отбирали пробу на анализ.

В дальнейших опытах по истечению 2-х часов выщелачивания к исходной смеси добавляли NH<sub>4</sub>Cl исходной концентрации Cl<sup>-</sup> иона 180 г/л, в количестве, необходимом для восстановления исходного соотношения числа молей хлорида аммония к числу грамм-ионов меди. Результаты в табл. 7.

**Табл. 5.** Влияние времени процесса выщелачивания и концентрации аммиака на степень извлечения меди

	[NH <sub>3</sub> ]	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
Время	10 мин	13,54	13,83	14,58	20,83	22,09	26,04	29,17
	20 мин	16,67	18,50	20,44	26,04	27,14	32,50	36,70
	30 мин	22,00	24,08	27,08	32,50	32,84	38,40	44,83
	40 мин	25,00	28,32	29,11	34,38	37,23	46,88	52,08

**Табл. 6.** Зависимость степени извлечения меди от времени выщелачивания при концентрации аммиака 25%

Время, ч	1	2	3	4
Степень выщелачивания, %	54,17	59,40	60,88	61,88

**Табл. 7.** Зависимость степени извлечения меди от времени экстрагирования с добавлением хлорида аммония, при концентрации аммиака 25%

Время, ч	1	2	3	4
Степень выщелачивания, %	54,17	59,40	74,63	76,02

Таким образом, в результате выполненных экспериментов установлено, что для максимального извлечения меди из шлака свинцовой плавки целесообразно использовать именно аммиачно-аммонийное экстрагирование, причем максимальное значение степени извлечения меди равно 76,02% достигается при введении дополнительного количества хлорида аммония после извлечения металла в течение 2-х часов и общем времени выщелачивания 4 часа.

### Литература

- [1] Конченко Е.В. Обзор и анализ различных способов переработки доменного шлака. Режим доступа: <http://www.masters.donntu.edu.ua/2005/fizmet/konchenko/ind/index.htm>
- [2] Перетрутов А.А. Физико-химические основы и технологические принципы извлечения соединений цинка и меди аммиачно-аммонийной экстракцией. Автореф. док. дис. 02.00.04. Н. Новгород. 2010. 38с.
- [3] Алексеев В.Н. Количественный анализ. М.: «Химия». 1972. 504с.
- [4] Бьеррум Я. Образование аминов металлов в водном растворе. М.: Издательство иностранной литературы. 1961. 309с.
- [5] Каталог минералов.ru. Режим доступа <http://www.catalogmineralov.ru/mineral/120.html>

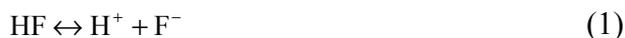
## МОДЕЛИРОВАНИЕ РАВНОВЕСИЯ ПРИ АБСОРБЦИИ ФТОРИСТЫХ ГАЗОВ

Пономаренко Я.П., Кириллов Д.В.

Ивановский государственный химико-технологический университет.

E-mail: piaxt@isuct.ru

Фтористые газы ( $\text{SiF}_4$ , HF), выделяющиеся при производстве фосфорной кислоты, улавливаются в абсорберах, где в качестве абсорбента используют воду. В воде фтористые газы вступают в химическое взаимодействие по реакциям:



Константы равновесия для этих реакций соответственно равны:  $K_1 = 9,5 \cdot 10^{-4}$ ,  $K_2 = 0,63 \cdot 10^{-6}$ ,  $K_3 = 1,95 \cdot 10^{-9}$  [1].

Для определения движущей силы по газовой фазе необходимо знать равновесные содержания  $\text{SiF}_4$  и HF, которые определяются через концентрацию  $\text{H}_2\text{SiF}_6$  в жидкой фазе [2] (концентрацию ионов  $\text{SiF}_6^{2-}$ ). Для нахождения концентрации  $\text{H}_2\text{SiF}_6$  необходимо рассчитать материальный баланс ионного равновесия. Ионный баланс выражается следующими уравнениями:





$$K_1 = H^+ F^- / HF \quad (8)$$

$$K_2 = SiF_4 F^- F^- / SiF_6^{2-} \quad (9)$$

$$K_3 = SiO_2 HF^4 / SiF_4 / H_2O^2 \quad (10)$$

где Si, F, H – общее содержание элементов кремния, фтора и водорода, моль/л;  $F^-$ ,  $SiF_6^{2-}$ ,  $H^+$  – концентрации ионов фтора, гексафторсилката и водорода, моль/л; HF,  $SiF_4$ ,  $SiO_2$ ,  $H_2O$  – концентрации молекул фторводорода, тетрафторида кремния, диоксида кремния, воды, моль/л;  $H_2O_{\text{нач}}$  – начальное содержание воды (до растворения фтористых газов), моль/л.

Решение системы уравнений (4)-(10) осуществлялось в пакете Mathcad с помощью встроенной функции Find. Определяемыми параметрами являлись концентрации ионов и молекул.

Известными параметрами являлись общие содержания элементов, начальное содержание воды и значения констант равновесия. В результате расчета для общего количества растворенного  $SiF_4$  – 1 моль/л, и общего количества растворенного HF – 2 моль/л установлено, что концентрация  $H_2SiF_6$  в жидкости – 0,53 моль/л. Этой концентрации соответствует следующий состав паровой фазы: парциальное давление  $SiF_4$  – 5 Па, парциальное давление HF – 0,26 Па.

### **Литература**

- [1] Рысс И.Г. Химия фтора и его неорганических соединений. М.: Госхимиздат. 1956. 720с.
- [2] Илларионов В.В., Смирнова З.Г., Князева К.П. Парциальные равновесные давления HF,  $SiF_4$  и  $H_2O$  над водными растворами кремнефтористоводородной кислоты. ЖПХ. 1963. Т.36. №2. С.237.

## **ИЗВЛЕЧЕНИЕ ЦИНКА ИЗ ШЛАКА СВИНЦОВОЙ ПЛАВКИ АММИАЧНО-АММОНИЙНЫМ ВЫЩЕЛАЧИВАНИЕМ**

Шадрина И.А., Перетрутов А.А., Ксандров Н.В., Чубенко М.Н.

Дзержинский политехнический институт, филиал Нижегородского государственного  
технического университета имени Р.Е. Алексева.

E-mail: irifka.08@mail.ru

Наряду с рудным первичным сырьем источником для производства металлов является вторичное сырье (лом, шлаки, отработанные катализаторы, золы, шламы), роль которого постоянно возрастает.

Рост потребления вторичного сырья металлов определяется в первую очередь экономической целесообразностью, определяемой значительными затратами на добычу и переработку руд цветных металлов и ростом цен на конечную продукцию [1].

В тоже время средний уровень использования промышленных отходов по стране равен всего лишь 53%. Доля использования отходов производства в качестве вторичного сырья не превышает 11% [2], оставшаяся часть шлака продолжает уходить в отвалы и занимает тысячи гектаров земли для захоронения.

Расположенные в городской черте шлаковые отвалы нарушают ландшафт территорий, для размещения отвалов отчуждаются земельные угодья, вследствие протекания процессов естественного выщелачивания и выветривания ухудшается экологическая обстановка региона [3].

Многочисленные исследования, проводившиеся в области утилизации шлаков свинцовой плавки как правило, многостадийные и не дают комплексного решения экологической проблемы.

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

В данной работе поставлена задача: найти наиболее удобный и оптимальный способ извлечения цинка из шлака свинцовой плавки.

Водно-аммиачное экстрагирование для извлечения цинка проводится без предварительной обработки, что является преимуществом. В отличие от органических экстрагентов, аммиачная вода не требует рекстракции извлеченного металла или осаждения, поскольку извлеченные металлы выделяются из аммиачного раствора при отгонке аммиака.

По данным аналитического паспорта, шлак свинцовой плавки Шымкентского металлургического комбината, размолотый до размера частиц 0,074мм содержит цинк в пересчете на цинк 10%.

В поставленной для исследования партии шлака химическим анализом, было определено содержание цинка – 7,15%, меди – 1,2% и железа – 25,2%.

Анализ цинка в шлаке проводили комплексонометрическим титрованием трилоном Б, меди – фотоколориметрическим методом, а железо – перманганатометрическим [4].

Первоначально в качестве экстрагентов использовали растворы аммиака разной концентрации, выщелачивание проводили в течение 40 мин. и при соотношении Т:Ж = 1:5. Результаты проведенных опытов занесены в табл. 1, 2.

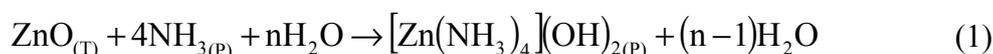
**Табл. 1.** Экстрагирование соединений цинка аммиачной водой

$C_{NH_3}$	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
pНнач	11,60	11,77	11,89	12,34	12,54	12,8	13,13
pНкон	11,62	11,97	12,06	12,57	12,83	13,15	13,32
$C_{Zn^{2+}}$ , г/л	2,78	2,87	4,18	5,61	5,75	5,92	6,1
Степень выщелачивания, %	15,7	17	24	32	33	34,2	35,1

**Табл. 2.** Отношение количества молей аммиака к количеству молей цинка в шлаке

$C_{NH_3}$	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
$(\nu_{NH_3} : \nu_{Zn})_{нач}$	8	11	13	26	38	49	61
$(\nu_{NH_3} : \nu_{Zn})_{ост}$	9	12	16	36	55	68	79

Химизм процесса перехода твердого оксида цинка в раствор можно представить как образование тетраамминного комплекса [5]:



**Табл. 3.** Экстрагирование соединений цинка аммиачной водой в присутствии  $NH_4Cl$

$C_{NH_3}$	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
pНнач	9,07	9,11	9,15	9,47	9,64	9,85	10,03
pНкон	9,13	9,18	9,23	9,67	9,85	10,1	10,18
$C_{Zn^{2+}}$ , г/л	6,13	7,36	10,22	10,73	11,7	12	12,2
Степень выщелачивания, %	45,02	53,51	74,32	75,1	82,03	83,95	85,11

Движущая сила процесса растворения  $\Delta C_{Zn} = C_{Zn_{равн}} - C_{Zn_{раб}}$  невелика, что объясняет не полное выщелачивание – 35,1%. При добавлении к аммиачной воде хлорида аммония в

количестве 180 г/л  $Cl^-$  иона, в связи с незначительной растворимостью оксида цинка в аммиачной воде [5], степень выщелачивания увеличивается.

**Табл. 4.** Соотношение количества молей аммиака и хлорида аммония к количеству молей цинка в шлаке

$C_{NH_3}$	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
$(\nu_{NH_3} : \nu_{Zn})_{нач}$	8	11	13	26	38	47	58
$(\nu_{NH_4Cl} : \nu_{Zn})_{нач}$	28	28	28	28	28	28	28
$(\nu_{NH_3} : \nu_{Zn})_{ост}$	13	21	46	125	233	334	385
$(\nu_{NH_4Cl} : \nu_{Zn})_{ост}$	41	48	86	112	138	175	204

Определено влияние времени проведения процесса выщелачивания на полноту извлечения металла. Опыты проводили при концентрации аммиака от 3% до 25%, хлорид-иона в количестве 180 г/л на л, при Т:Ж = 1:5, каждые 10 мин пробы отбирали на анализ. Результаты приведены в табл. 5.

Химизм процесса представляется следующим образом:



Повышение степени извлечения цинка в выщелачивающий раствор в присутствии хлорида аммония объясняется значительной растворимостью оксида цинка в форме дихлортетрааммина (193 г/л  $Zn^{2+}$ ) [6].

Следующую серию опытов проводили при тех же условиях, длительность опыта 4 часа, пробы отбирали на анализ через каждый час. Следует отметить, что извлечение цинка растет незначительно при увеличении продолжительности процесса выщелачивания более одного часа.

**Табл. 5.** Влияние времени процесса выщелачивания и концентрации аммиака на полноту извлечения цинка

	[NH3]	3%	4%	5%	10%	15%	20%	25%
Время	10 мин	40,02	44,25	48,67	54,30	59,28	62,88	68,60
	20 мин	45,73	52,37	59,01	62,88	67,66	72,04	74,32
	30 мин	51,45	55,53	67,05	76,03	78,19	80,11	82,8
	40 мин	54,31	60,15	75,11	80,03	82,03	83,95	85,11

**Табл. 6.** Зависимость степени извлечения Zn от времени выщелачивания при концентрации аммиака 25%

Время, ч	1	2	3	4
Степень выщелачивания, %	85,7	86,6	87,5	88,12

В отдельной серии опытов было определено влияние восстановления исходного соотношения молей ( $\nu_{NH_4Cl} : \nu_{Zn}$ ). По истечению 2-х часов выщелачивания металла к исходной смеси добавляли  $NH_4Cl$ , в количестве необходимом для восстановления исходной концентрации  $Cl^-$  иона 180 г/л. Результаты в табл. 7.

Табл. 7. Зависимость степени извлечения Zn от времени выщелачивания с добавлением  $\text{Cl}^-$  иона, при концентрации аммиака 25%

Время, ч	1	2	3	4
Степень выщелачивания, %	85,7	86,6	94,45	95,31

Из приведенных результатов следует, что процесс выщелачивания цинка аммиачно-аммонийным способом эффективнее чисто аммиачного, т.к. степень извлечения выше в 2,5 раза. Проводить процесс выщелачивания более двух часов нецелесообразно, поскольку степень извлечения цинка далее почти не изменяется, однако, при дополнительном введении растворенного хлорида аммония наблюдается повышение степени выщелачивания металла на 10%.

### Литература

- [1] Соотношение вторичного и рудного сырья в производстве цветных металлов в России. [Электронный ресурс]: Режим доступа: <http://www.vipstd.ru/gim/content/view/729/197/>
- [2] Шадрунова И.В., Колодежная Е.В. Перспективы применения центробежно-ударной техники для переработки металлургических шлаков. [Электронный ресурс]: Режим доступа: <http://www.uralomega.ru/infonews/articles/perspectives2/>
- [3] Переработка отвальных металлургических шлаков. [Электронный ресурс]: Режим доступа: [http://www.newchemistry.ru/letter.php?n\\_id=3153](http://www.newchemistry.ru/letter.php?n_id=3153)
- [4] Алексеев В.Н. Количественный анализ. М: «Химия». 1972. 504с.
- [5] Бьеррум Я. Образование аминов металлов в водном растворе. М: Издательство иностранной литературы. 1961. 309с.
- [6] Перетрутов А.А. Физико-химические основания и технические принципы извлечения соединений цинка и меди аммиачно-аммонийной экстракцией. М. 2010.

## МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ В КОЛОННЕ С ПАКЕТНОЙ ВИХРЕВОЙ НАСАДКОЙ

Неробелов А.О., Полянский А.В., Ворошин А.В.

Ивановский государственный химико-технологический университет.

E-mail: voroshin@gtl-rus.com

Для разделения смесей жидкостей и сжиженных газовых смесей в промышленности применяют способы простой перегонки (дистилляции), перегонки под вакуумом и с водяным паром, молекулярной перегонки и ректификации. Ректификацией называется процесс разделения жидких однородных смесей на составляющие вещества или группы составляющих веществ в результате противоточного взаимодействия паровой и жидкой смесей. Ректификацию широко используют в промышленности для полного разделения смесей летучих жидкостей, частично или целиком растворимых одна в другой.

В связи с большой распространенностью ректификационных процессов, одной из актуальнейших задач исследователей является разработка новых массообменных устройств, имеющих малую высоту единицы переноса, позволяющих проводить процесс разделения кипящих смесей при больших скоростях пара.

Разработка таких конструкций массообменных устройств приводит к резкому уменьшению габаритов колонн (диаметра и высоты аппаратов), а, соответственно, и к существенному снижению их стоимости. При эксплуатации оборудования в данном случае снизятся расходы энергии за счет уменьшения теплопотерь при меньших внешних поверхностях колонн.

Нами исследуется процесс ректификации в пакетной вихревой насадке. Пакетная вихревая насадка (ПВН) для тепло- и массообменных аппаратов, разработанная на кафедре МАХП ИГХТУ, состоит из множества одинаковых ячеек прямоугольной формы,

соединенных между собой в единый пакет, стенки каждой ячейки смещены относительно друг друга по вертикали, перекрывая фронтальную щель на входе в ячейку за счет удлиненных, загнутых внутрь окончаний, образующих завихритель. При этом, на выходе из ячейки, окончания обеих стенок также выполнены удлиненными и загнутыми внутрь, перекрывая фронтальную щель и образуя второй завихритель. Поверхность каждой ячейки полностью или частично покрыта регулярной шероховатостью или перфорацией любой формы.

ПВН принципиально отличается от всех известных насадок, тем, что она работает не в пленочном режиме течения жидкой фазы, а в резко выраженном вихревом режиме течения газовой и жидкой фаз при высоких скоростях газовой фазы.

Высокие скорости течения газовой или паровой фаз от 2,5 до 5,5 м/с приводят к образованию в каждой ячейке большого количества капель, которые при вращении газожидкостной смеси вокруг двух осей в каждой ячейке эффективно сепарируются на стенках ячеек.

Все это позволяет создать исключительно большие поверхности контакта фаз и за счет высоких относительных скоростей их движения огромные объемные коэффициенты тепло- и массопередачи, приводящие к малой высоте единицы переноса [1,2].

В настоящей работе предлагается математическая модель ректификационной колонны с пакетной вихревой насадкой.

Принимаем балансовую модель изменения концентрации легкокипящего компонента по высоте насадки, которая описывают стационарную работу ректификационной колонны.

При построении соответствующей модели мы примем ряд допущений, незначительно сужающих класс реальных объектов, в отношении которых модель будет справедливой.

Допущения модели:

1. Теплотери через стенку колонны пренебрежимо малы.
2. Мольная теплота испарения смеси постоянна.
3. Теплоты смешения в паровой и жидкой фазах пренебрежимо малы.
4. Повышение теплового потока по колонне с ростом температуры пренебрежимо мало.
5. Тепло реакции мало по сравнению с энтальпией паровой фазы.
6. Питание представляет собой кипящую жидкость.
7. Равновесие жидкость-пар достигается на каждой  $\Delta l_{насадки}$ .

8. Колонна работает с парциальным конденсатором и парциальным кипятильником, при этом дистиллятом является пар, покидающий насадку, расположенную в верхней части колонны.

Рассмотрим математическую модель для ректификационной колонны с одним вводом питания, имеющей N ячеек и снабженной кипятильником и дефлегматором.

1. Уравнения покомпонентного материального баланса установки (рис. 1):

а) дефлегматор  $V_2 y_{2,j} - L_1 x_{1,i} - V_1 y_{1,i} = 0$

б) j-я ячейка

$$L_{j-1} x_{j-1,i} + F_j z_{j,i} - L_j x_{j,i} - V_j y_{j,i} + V_{j+1} y_{j+1,i} + \bar{V}_j R_j^b(\bar{L}_j) = 0, R_j^b(\bar{L}_j) = B^T \bar{W} = \bar{v}r \quad j = 2, \dots, N-1.$$

в) кипятильник  $L_{N-1} x_{N-1,i} + F_N z_{N,i} - L_N x_{N,i} - V_N y_{N,i} = 0$

2. Уравнение общего материального баланса для верха колонны, начиная со 2-й по (N-1)-ю  $\Delta l_{насадки}$  :

$$L_{j-1} - L_j + V_{j+1} - V_j + \sum_{k=2}^{N-1} (F_k - V_k - L_k) + \sum_{k=2}^{N-1} \bar{V}_k R_k^b(\bar{L}_k) = 0$$

3. Уравнение теплового баланса для дефлегматора:  $V_2 H_2 - L_1 h_1 - V_1 H_1 - Q_D = 0$

4. Уравнение общего теплового баланса для верха колонны, начиная со 2-й по N-1-ю  $\Delta l_{насадки}$  :

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

$$L_{j-1}h_j + V_{j+1}H_{j+1} - L_jh_j - V_jH_j + \sum_{k=2}^{N-1} (F_kH_k - V_kH_k - L_kh_k) + \sum_{k=2}^{N-1} Q_k - \sum_{k=2}^{N-1} \bar{V}_k \sum_{n=2}^p \Delta H_n r_n^{(p)}(\bar{L}_k) = 0$$

5. Уравнение теплового баланса для кипятильника:

$$L_{N-1}h_{N-1} + F_NH_N - L_Nh_N - V_NH_N + Q_W = 0$$

6. Уравнения для расчета энтальпии жидкости (h) и пара (H):

$$h_{ji} = T_{ji}^L \sum_{i=1}^k C_{ij}^{(L)} x_{ji}; \quad H_{ji} = T_{ji}^V \sum_{i=1}^k C_{ji}^{(V)} y_{ji} + \sum_{i=1}^k r_{ji} y_{ji},$$

7. Уравнения для расчета температуры конденсации (точки росы), температуры кипения жидкости:

$$T_{ji}^{(V)} = \sum_{i=1}^k A_n y_{ji}; \quad T_{ji}^{(L)} = \sum_{i=1}^k B_n x_{ji}, \text{ где } A_n, B_n - \text{ константы аппроксимирующего полинома.}$$

8. Концентрации компонентов в паровой и жидкой фазах на каждой  $\Delta l_{\text{насадки}}$  связаны соотношением:

$$\varphi_i y_{ij} P = \gamma_i P_i^o x_{ji} \text{ и стехиометрическим соотношением } \sum y_{ji} = \sum x_{ji} = 1$$

9. Если принять, что степень достижения равновесия характеризуется КПД  $\Delta l_{\text{насадки}}$ , то для состава пара, покидающего  $\Delta l_{\text{насадки}}$ , можно записать

$$y_{ji} = (1 - \eta_{Tyji}) y_{j+1,i} + \eta_{Tyji} y_{ji}^*, \quad y_{N,i} = y_{N,i}^*; \quad y_{j,i}^* = x_{ji} \frac{\gamma_{ji}}{\varphi_{ji}} \ln P_i^o = A_1 + A_2/T + A_3/T + A_4 \ln T$$

10. Для полного описания ректификации в колонне необходимо записать уравнения, связывающие концентрации пара и жидкости для дефлегматора и куба:  
для дефлегматора

$$x_{1,i} = y_{1,i} = y_{2,i} + \eta_D (y_{1,i}^* - y_{2,i})$$

для куба колонны

$$x_{W,i} = y_{N+1,i} \text{ или } y_{N,i} = \eta_W (y_{N,i}^* - y_{N+1,i}) + y_{N+1,i} = \eta_W (y_{n,i}^* - x_{W,i}) + x_{W,i}$$

Поскольку итерационные методы предполагают наличие начального приближения, зададим начальный профиль температур линейной интерполяцией между предполагаемой температурой верхней и нижней частями колонны:

$$\Delta T = (-T_{\text{верх}} + T_{\text{низ}})/(N-1) \quad T_1 = T_{\text{верх}}, \quad T_j = T_{j-1} + \Delta T, \quad 2 \leq j \leq N$$

Начальный профиль потока по паровой фазе вычисляется из предположения постоянного молярного расхода:

$$V_1 = F_{jP/T} l_{jP/T}$$

$$V_2 = V_1 + (L_1 + U_1)$$

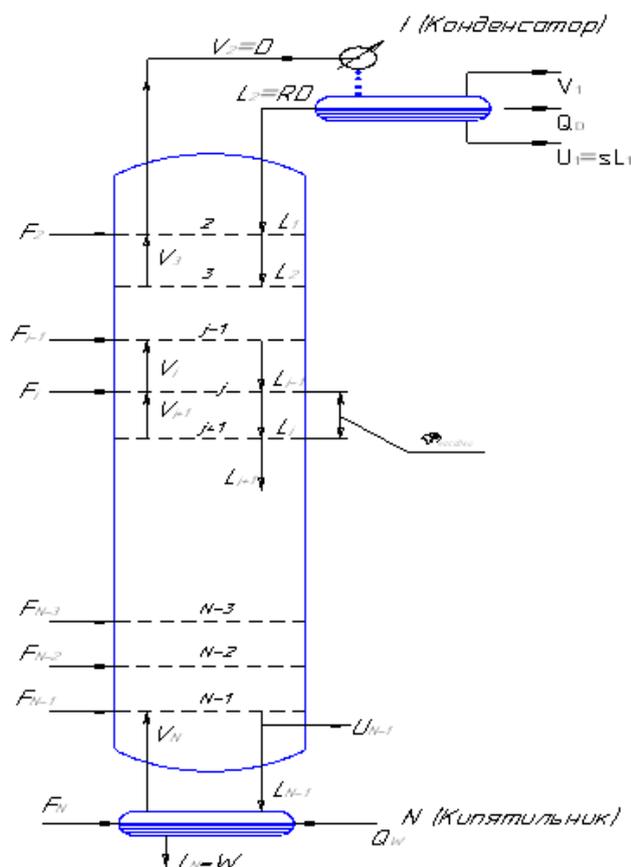
$$V_{j+1} = V_j + W_j - W_{j+1}, \quad 3 \leq j \leq j_{P/T}$$

$$V_{j+1} = V_j + W_j - F_{jP/T} l_{jP/T} - W_{j+1}, \quad j = j_{P/T}$$

$$V_{j+1} = V_j + W_j - W_{j+1}, \quad j_{P/T} < j \leq N,$$

где  $j_{P/T}$  – номер  $\Delta l_{\text{насадки}}$  питания;  $l_{jP/T}$  – удельное содержание газовой фазы в питании при заданных условиях (температура, давление);  $U_j = V_j; W_j = L_j$ .

С использованием рассчитанных подобным образом температур вычисляются коэффициенты  $\partial h_j / \partial T_j$  и  $\partial H_j / \partial T_j$ . Эта процедура повторяется до тех пор, пока не будет удовлетворено условие  $|\Delta T_j^m| < \varepsilon_T$ , где  $\varepsilon_T = 0,05$  или  $m = m_{\text{зад}}$ .



**Рис. 1.** Схема потоков в ректификационной колонне:  $F, D, W$  – расход питания, дистиллята, кубового остатка;  $L_j, V_j$  жидкостные, паровые потоки на  $j$ -той тарелке;  $Q_W, Q_D$  – подвод, отвод тепла.

Начальный профиль мольных концентраций жидкой фазы на  $\Delta l_{насадка}$  определим из уравнения:

$$x_{ji}^o = \sum_{j=1}^N Z_{ji} F_j / \sum_{j=1}^N F_j$$

Для расчета начального профиля мольных концентраций газовой фазы необходимо знание начальных величин констант фазовых равновесий ( $K_{ji}$ ). Эти величины определим по модели Чао и Сидера\* для идеальных условий:

$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i} = f_i^o$$

$$\log f_i^o = \log v_i^{(o)} + \omega_i \log v_i^{(1)},$$

где  $v_i^{(o)}$  – коэффициент фугитивности  $i$ -го компонента в чистой жидкости;

$v_i^{(1)}$  – корректируемый фактор коэффициента фугитивности чистого компонента;

$\omega_i = -\log[(P_i / P_{ci}) - 1]$  – фактор ацентричности  $i$ -го компонента.

$$\text{Для } Pr < 0,6 \quad \log v_i^{(1)} = 0,6 - 0,025(Pr - 0,6)$$

$$\text{Для } Pr \geq 0,6 \quad \text{и } Tr = 0,8 \div 1,0$$

$$\log v_i^{(1)} = -4,24 + 8,7Tr - 1,2/Tr - 3,15Tr^3 - 0,025(Pr - 0,6)$$

$$\log v_i^{(o)} = A_0 + \frac{A_1}{Tr_i} + A_2 Tr_i + A_3 Tr_i^2 + A_4 Tr_i^3 + (A_5 + A_6 Tr_i + A_7 Tr_i^2) Pr + (A_8 + A_9 Tr_i) Pr^2 - \log Pr_i$$

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

$$Tr_i = T / T_{Ci}, Pr_i = P / P_{Ci},$$

где  $P_{Ci}$  – критическое давление  $i$ -го компонента;  $T_{Ci}$  – критическая температура  $i$ -го компонента [3, 4].

Данная модель дополняется общим уравнением массопереноса на каждом шаге расчета.

$$\Delta M = K_i \cdot F_i \cdot \Delta C,$$

где  $K_i$  – коэффициент массопередачи на  $j$ -ом слое насадки;  $F_i$  – суммарная поверхность массообмена на  $j$ -ом слое  $\Delta l_{насадки}$ , рассчитывается в каждой ячейке по теории полуэмпирической турбулентной пульсации, с учетом всех конструктивных параметров, что позволит потом определить изменение локального  $K_i$  по высоте колонны, расчетным путем;  $\Delta C$  – движущая сила на  $j$ -ом слое.

Экспериментально измеряется температура, концентрации  $x_i, y_i$  и, что позволит при надежном расчете  $F_i$ , экспериментально определить изменение коэффициента массопередачи по высоте насадки.

### **Литература**

- [1] Кадыров Р.Ф., Блиничев В.Н., Чагин О.В., Кадыров Р.Р. Пакетная вихревая насадка для тепло- и массообменных колонных аппаратов, патент RU № 246461 от 20.04.2011.
- [2] Кадыров Р.Ф., Блиничев В.Н., Чагин О.В. Пакетная вихревая насадка для тепло-и массообменных колонных аппаратов. Packet-type vertical packing for heat and mass exchange column-type apparatuses Международный патент PCT/RU2010/000077. WO 2011/102749 A1 от 25.08.2011.
- [3] Комисаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Научные основы процессов ректификации: В 2т. Т.2. Учебное пособие для вузов. М.: Химия. 2004. 416с.
- [4] Липин А.Г. Расчет ректификационных колонн с применением моделирующих программ: учебное пособие. ИГХТУ. Иваново. 2009. 144с.

## МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССОПЕРЕНОСА В АППАРАТЕ ДЛЯ УДАЛЕНИЯ РАСТВОРИТЕЛЯ ИЗ ПОЛИМЕРНОГО ПОРОШКА

Каманов М.А., Липин А.Г.

Ивановский государственный химико-технологический университет.

E-mail: piaxt@isuct.ru

Получение порошков из полимерных отходов является одним из путей решения проблемы рециклинга полимеров. Имеется технология получения порошков полиолефинов путем упругодеформационного измельчения полимерного геля, по которой процесс ведут непрерывно [1]. Заключительной стадией данного способа является удаление остаточного растворителя из частиц порошка.

С целью удаления растворителя из полимерного порошка целесообразно использовать отгонку в токе водяного пара. Предложено математическое описание удаления растворителя в токе водяного пара, которое строилось исходя из следующей предполагаемой физической картины процесса (рис. 1).

В аппарат поступает порошок полимера с начальной температурой  $t_H$  и концентрацией растворителя в нем  $C_A$ . Навстречу противотоком подается водяной пар с температурой  $t_{ГН}$ . В результате конденсации водяного пара (компонента В) на частицах порошка выделяется достаточное количество теплоты для испарения растворителя (компонент А).

В случае если в аппарат подается перегретый водяной пар, то в нем можно выделить две условные зоны, соответствующие двум периодам процесса. В первой зоне также происходит удаление из частиц порошка растворителя и конденсация на них водяного пара, но после полного удаления растворителя начинается второй период, сушка влажного порошка за счет подвода теплоты от перегретого пара.

При составлении математического описания данного процесса принимались следующие допущения: порошок полимера и пар движутся противотоком в режиме идеального вытеснения; параметры материала и пара по поперечному сечению аппарата не меняются; форму частиц материала принимаем шарообразной.

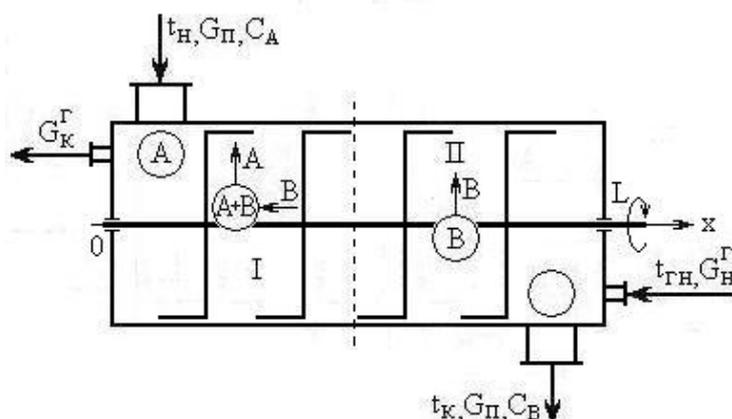


Рис. 1. Схема аппарата для удаления растворителя из полимерного порошка в токе водяного пара

$$G_{\Pi} \cdot dC_A = -\beta_A \cdot [P_{H,A}(t) \cdot \psi_A(C_A) - P_A] \cdot dF \quad (1)$$

Температура материала меньше температуры насыщенного водяного пара, вследствие чего происходит его конденсация на поверхности частиц порошка. Считаем, что процесс лимитирован переносом молекул воды из паровой фазы к поверхности частиц. Запишем уравнение материального баланса по воде:

$$G_{\Pi} \cdot dC_B = -\beta_B \cdot [P_{H,B}(t) \cdot \psi_B(C_B) - P_B] \cdot dF, \quad (2)$$

где  $dF$  — поверхность контакта фаз в выделенном элементарном объеме,

$$dF = S \cdot \varphi \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (6/d) \cdot dx. \quad (3)$$

Совместное преобразование этих соотношений позволило получить дифференциальные уравнения, характеризующие изменение концентрации растворителя и воды в частицах порошка при их движении вдоль аппарата:

$$\frac{dC_A}{dx} = -\frac{\beta_A}{G_{\Pi}} \cdot \frac{6}{d} \cdot S \cdot \varphi \cdot (1 - \varepsilon) \cdot [P_{H.A}(t) \cdot \psi_A(C_A) - P_A], \quad (4)$$

$$\frac{dC_B}{dx} = -\frac{\beta_B}{G_{\Pi}} \cdot \frac{6}{d} \cdot S \cdot \varphi \cdot (1 - \varepsilon) \cdot [P_{H.B}(t) \cdot \psi_B(C_B) - P_B]. \quad (5)$$

Составим уравнения теплового баланса для материала, находящегося в выделенном элементарном объеме аппарата. Изменение энтальпии материала происходит за счет теплового потока, затраченного на испарение растворителя, и теплоты, выделяющейся при конденсации водяного пара. Кроме того, имеет место теплообмен материала со стенками аппарата:

$$G_{\Pi}(c_{\Pi} + C_B c_B + C_A c_A) \cdot dt = \beta_A [P_{H.A}(t) \cdot \psi_A(C_A) - P_A] \cdot dF \cdot r_A^* - \beta_B [P_{H.B}(t) \cdot \psi_B(C_B) - P_B] \cdot dF \cdot r_B^* + \alpha_{ст} \cdot \Pi_{ап} \cdot dx \cdot (t_{ст} - t). \quad (6)$$

Подставим соотношение (3) в выражение (6) и, проводя алгебраические преобразования, получим дифференциальное уравнение для расчета температуры материала:

$$\frac{dt}{dx} = -\frac{S \cdot \varphi \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (6/d)}{G_{\Pi}(c_{\Pi} + C_B c_B + C_A c_A)} \cdot [\beta_B \cdot (P_{H.B}(t) \cdot \psi_B(C_B) - P_B) \cdot r_B^* - \beta_A \cdot (P_{H.A}(t) \cdot \psi_A(C_A) - P_A) \cdot r_A^*] + \frac{\alpha_{ст} \cdot \Pi_{ап} \cdot (t_{ст} - t)}{G_{\Pi}(c_{\Pi} + C_B c_B + C_A c_A)}. \quad (7)$$

Составляя материальные балансы для компонентов по газовой фазе, получаем уравнения относительно массовых потоков растворителя и воды через произвольное сечение аппарата. Изменение расхода  $G_A^{\Gamma}$  растворителя в газовой фазе обусловлено его поступлением за счет испарения с поверхности частиц:

$$dG_A^{\Gamma}/dx = \beta_A \cdot S \cdot \varphi \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (6/d) \cdot [P_{H.A}(t) \cdot \psi_A(C_A) - P_A]. \quad (8)$$

Изменение расхода  $G_B^{\Gamma}$  воды в газовой фазе обусловлено конденсацией ее на поверхности частиц материала:

$$dG_B^{\Gamma}/dx = \beta_B \cdot S \cdot \varphi \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (6/d) \cdot [P_{H.B}(t) \cdot \psi_B(C_B) - P_B]. \quad (9)$$

Парциальное давление паров компонентов в паровой фазе находим следующим образом. Определяем мольные доли компонентов в паровой фазе:

$$y_A = (G_A^{\Gamma} / M_A) / (G_A^{\Gamma} / M_A + G_B^{\Gamma} / M_B), \quad (10)$$

$$y_B = (G_B^{\Gamma} / M_B) / (G_A^{\Gamma} / M_A + G_B^{\Gamma} / M_B). \quad (11)$$

Рассчитываем парциальные давления паров растворителя и воды:

$$P_A = y_A \cdot P_{ап}, \quad P_B = y_B \cdot P_{ап}. \quad (12)$$

Краевые условия для системы (4), (5), (7)-(9):

$$C_A(0) = C_{АН}; C_B(0) = 0; t(0) = t_H; G_A^\Gamma(L) = 0; G_B^\Gamma(L) = G_H^\Gamma. \quad (13)$$

Если в аппарат подается перегретый пар, то после удаления всего растворителя начинается зона сушки влажного порошка перегретым паром. Водяной пар в перегретом состоянии ведет себя как идеальный газ. Система уравнений математического описания включает уравнения относительно изменения содержания воды  $C_B$  в материале, температуры материала  $t$  и температуры перегретого пара  $t_\Gamma$ , которые получены из соотношений материального и теплового балансов для выделенного контрольного объема аппарата:

$$dC_B/dx = -(\beta_B/G_{П}) \cdot S \cdot \phi \cdot (1-\varepsilon) \cdot (6/d) \cdot (\rho_{П,В}^\Gamma - \rho_B^\Gamma), \quad (14)$$

$$\frac{dt}{dx} = \frac{\beta_B \cdot S \cdot \phi \cdot (1-\varepsilon) \cdot 6/d}{G_{П} \cdot (c_{П} + C_B \cdot c_B)} \cdot (\rho_{П,В}^\Gamma - \rho_B^\Gamma) \cdot r_B^* + \frac{\alpha \cdot S \cdot \phi \cdot (1-\varepsilon) \cdot (6/d) \cdot (t_\Gamma - t)}{G_{П} \cdot (c_{П} + C_B \cdot c_B)} + \frac{\alpha_{СТ} \cdot (t_{СТ} - t) \cdot \Pi_{АП}}{G_{П}(c_{П} + C_B c_B + C_A c_A)}, \quad (15)$$

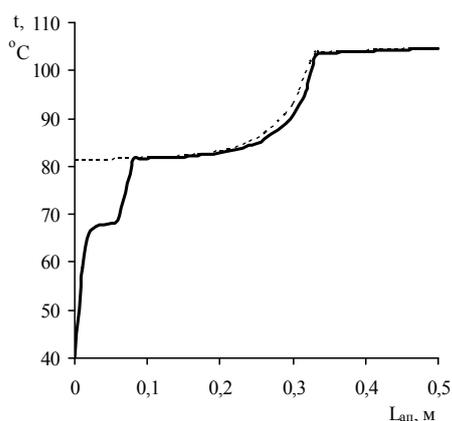
$$dt_\Gamma/dx = 6\alpha \cdot S \cdot \phi \cdot (1-\varepsilon) \cdot (t - t_\Gamma) / (G_\Gamma \cdot c_\Gamma \cdot d). \quad (16)$$

Первое слагаемое в уравнении (15) характеризует отвод теплоты вследствие испарения, второе слагаемое – подвод теплоты конвекцией от водяного пара к материалу, третье слагаемое – подвод теплоты от стенки корпуса аппарата. Плотности водяного пара над поверхностью частиц и в основной массе паровой фазы находим по формулам:

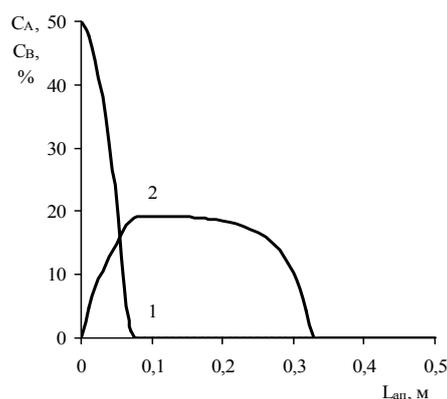
$$\rho_{П,В}^\Gamma = \frac{M_B \cdot P_{АП}}{R \cdot (273 + t)}, \quad \rho_B^\Gamma = \frac{M_B \cdot P_{АП}}{R \cdot (273 + t_\Gamma)}. \quad (17)$$

Данная математическая модель положена в основу методики расчета аппаратов непрерывного действия для удаления растворителя из полимерного порошка с помощью насыщенного и перегретого водяного пара.

Предложенная математическая модель позволяет прогнозировать изменение температуры полимерного порошка, концентрации растворителя и воды в полимерном порошке, расход водяного пара, основные конструкционные параметры аппарата. Программная реализация решения уравнений математической модели выполнена в пакете Mathcad.



**Рис. 2.** Зависимости изменения температуры полимерного порошка (сплошная линия) и пара (пунктирная линия) по длине аппарата



**Рис. 3.** Зависимости изменения концентрации растворителя и воды в полимерном порошке по длине аппарата: 1 – растворитель; 2 – вода

На рис. 2, 3 приведены зависимости характеризующие изменение температуры фаз, концентраций растворителя и воды в полимерном порошке по длине аппарата. Из графиков

видно, что длительность процесса удаления растворителя составляет около четверти требуемого времени пребывания в аппарате. Весь процесс лимитирован стадией удаления сконденсировавшейся воды с поверхности частиц.

### Литература

- [1] Евсеев О.В., Липин А.Г. Переработка отходов полиэтилена в порошок в роторном диспергаторе. *Изв. вузов. Химия и химич. технол.* **2010**. Т.53. Вып.9. С.128-129.

## РАСЧЁТНАЯ МОДЕЛЬ УЗЛА ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГО СЖАТИЯ ГАЗОВ РАЗЛОЖЕНИЯ ВАКУУМСОЗДАЮЩЕЙ СИСТЕМЫ (ВСС) УСТАНОВКИ АВТ

Погодин А.П., Осипов Э.В., Сайрутдинов Ф.М., Теляков Э.Ш.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: pogodin-aleksej@yandex.ru

Целью проведения технологических расчетов узла предварительного сжатия ВСС установки АВТ является определение основных показателей параметров технологического режима и размеров технологического оборудования.

Данный узел состоит из парового эжектора и конденсатора. Эти элементы формвакуумные устройства ВСС, в которых происходит предварительное сжатие газов разложения, отходящих с верха вакуумной колонны, до промежуточного давления, которое соответствует давлению на всасе основного вакуумного насоса. Технологические расчёты могут быть проведены с использованием универсального моделирующего пакета (УМП) ChemCad 5.2.

УМП ChemCad – это пакет программ для моделирования и расчета технологических схем с рециклическими потоками органических и неорганических веществ и непрерывных смесей (в случае нефтяных фракций), а также энергетических потоков.

На рис. 1. представлена синтезированная в программном пакете ChemCad математическая модель узла предварительного сжатия откачиваемых газов.

В базе данных УМП ChemCad не содержится отдельного модуля по расчёту узла предварительного сжатия откачиваемых газов, однако возможности пакета позволяют произвести синтез (сборку) модели из набора модулей, имеющихся в пакете. Для этой цели были использованы следующие модули: 1, 4 (Mixer); 3, 5 (Heat exchanger); 6, 13, 14 (Divider). [1]

Модуль 1, 4 (Mixer) – смеситель, смешивает несколько входных потоков и выполняет расчет фазового равновесия (адиабатический процесс) при заданном выходном давлении смесителя. Эти два элемента моделируют 1 ступень эжекции.

Модули 3, 5 (Heat exchanger) – используется для моделирования теплообменника с двумя входными потоками (по трубному пространству теплообменника движется охлаждающая вода, а по межтрубному пространству смесь из колонны).

Модули 6, 13, 14 (Divider) – делят потоки.

Целью расчета эжектора для заданных параметров в рабочей точке является определение расхода рабочего пара и геометрических размеров эжектора.

Расход пара определяется по формуле:

$$G_p = b \cdot G_n, \text{ кг/час}, \quad (1)$$

где  $G_n$ , кг/час – расход отсасываемого воздуха, пара или паровоздушной смеси.  
Удельный расход рабочего пара

$$b = f(E, K)$$

определяется по номограмме [2].

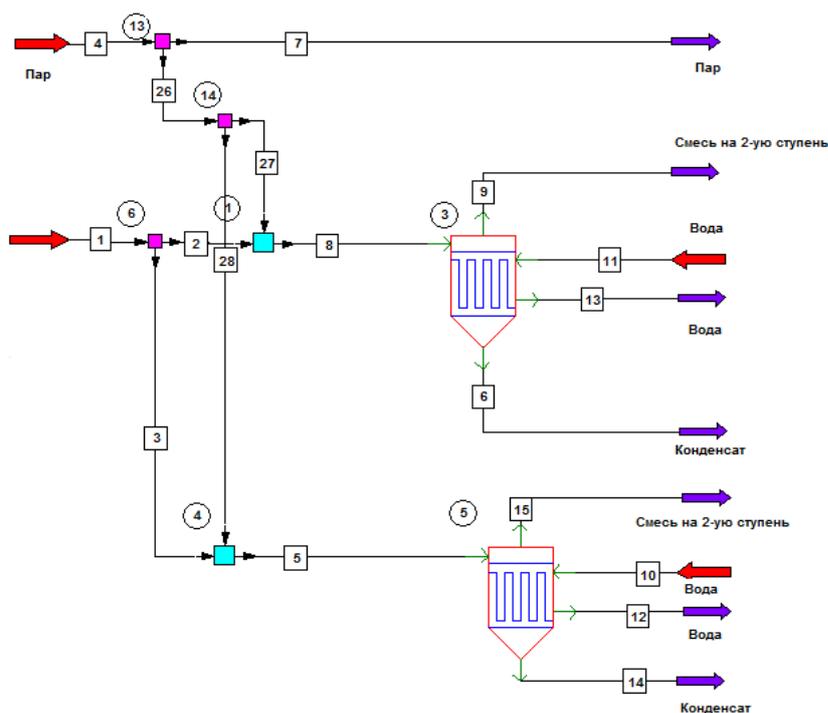


Рис. 1. Расчетная схема первой ступени вакуумсоздающей системы

Также может быть определен из зависимости [3]:

$$\lg b = \left( 2.75 + \frac{\lg E - 1}{0.1 - 0.4515 \lg E} \right) [\lg K - \lg (0.0892 \lg E + 1.28)] - 0.00775 K - 0.17937 \quad (2)$$

где степень сжатия

$$K = P_{\text{наг}} / P_{\text{вс}} ; \quad (3)$$

$P_{\text{наг}}$  и  $P_{\text{вс}}$  – давления нагнетания и всасывания соответственно, мм рт.ст;  
 степень расширения

$$E = P_{\text{пара}} / P_{\text{вс}} ; \quad (4)$$

$P_{\text{пара}}$  – давление рабочего пара, мм рт.ст.

Коэффициент эжекции

$$v = \frac{1}{b} \quad (5)$$

Критическое сечение горла парового сопла [4]

$$f_{p_1} = \frac{G_p}{k_1}, \text{ мм}^2 \quad (6)$$

где  $k_1$  определяется по номограмме [4], которая хорошо обобщается степенной функцией, представленной на рис. 2.

Входное сечение сопла [4]:

$$f_{p_2} = \frac{278 \cdot G_p \cdot \vartheta_p}{w_p}, \text{ мм}^2, \quad (7)$$

Здесь  $w_p$  – скорость пара на входе в сопло. Обычно задают  $w_p \leq 30 \text{ м/сек}$

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

Выходное сечение сопла [4]:

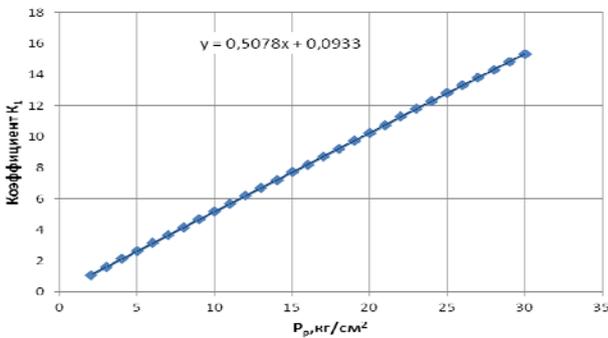
$$f_p = \frac{278 \cdot G_p \cdot \vartheta_p}{w_{p1}} \cdot \text{мм}^2, \tag{8}$$

где  $w_{p1}$  – скорость истечения сопла при изоэнтропическом расширении, которая определяется по номограмме 7 [4].

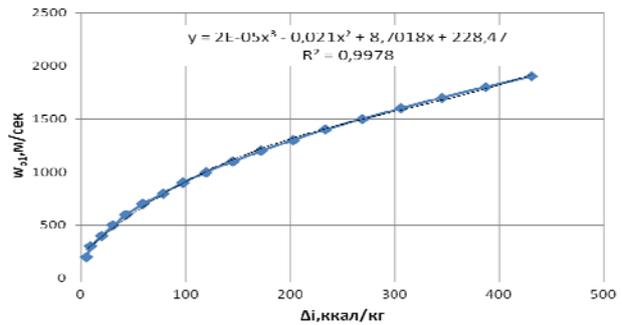
Эта номограмма легко обобщается полиномом третьей степени (рис. 3). Сечение горла диффузора определяется по формуле [4]:

$$f_2 = \frac{1.39 \cdot (G_n + G_p)}{\varphi} \cdot k_2 \cdot \text{мм}^2 \tag{9}$$

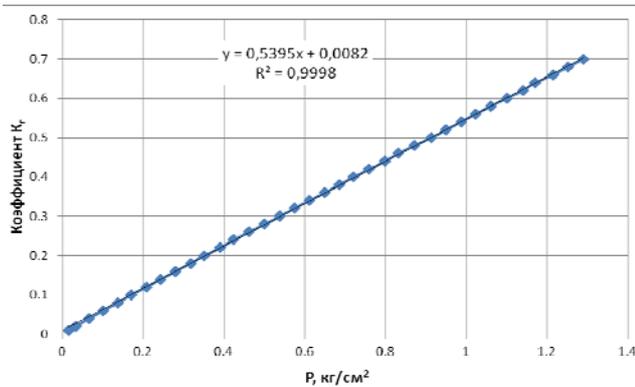
где  $\varphi = \varphi(E, K)$  – поправочный множитель, определяемый по номограмме 3 [4];  $k_2$  – определяется по рис. 4,5 в зависимости от давления на выходе их диффузора (аппроксимация номограмм 8,9 [4]).



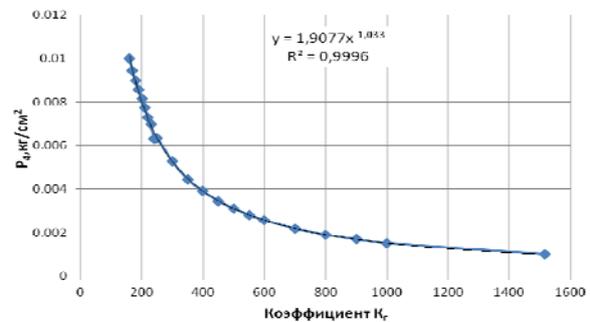
**Рис. 2.** График зависимости коэффициента  $k_1$  от  $P_p$  для расчета горла сопла.



**Рис. 3.** График зависимости  $w_{p1}$  от  $\Delta i$  для расчета скорости пара на выходе из сопла.



**Рис. 4.** График зависимости коэффициента  $K_g$  от  $P$  для расчета сечения горла диффузора.



**Рис. 5.** График зависимости коэффициента  $K_g$  от  $p_4$  для расчета сечения горла диффузора.

Входной диаметр диффузора  $d_2$  находится из расчета скорости эжектируемой смеси в кольцевом сечении между диаметром  $d_2$  наружным диаметром сопла. Кольцевое сечение:

$$f_2 = f_p + f_{n2} \cdot \text{мм}^2 \tag{10}$$

где:

$$f_{n2} = \frac{278 \cdot G_n \cdot \vartheta_n}{w_{n2}} \cdot \text{мм}^2 \tag{11}$$

Здесь  $\vartheta_n, \text{ м}^3/\text{кг}$  – удельный объем эжектируемой смеси;  $w_{n2}, \text{ м/сек}$  – скорость в кольцевом сечении. При  $K \geq 2$  не должна превышать 90 м/сек.

Выходной диаметр диффузора определяется по формуле (12) [4]:

$$f_4 = \frac{278 \cdot (G_H + G_P) \cdot v_3}{w_4} \quad (12)$$

где  $v_3$ , м<sup>3</sup>/кг – удельный объем смеси после сжатия;  $w_4$ , м/сек – скорость смеси на выходе из диффузора, обычно задают 60-80 м/сек.

Из приведенных выше формул видно, что значительную роль при определении основных геометрических размеров парового эжектора значительную роль играют теплофизические свойства откачиваемого газа и рабочего агента (водяного пара). Применительно к установкам АВТ, откачиваемый газ, как правило, содержит в своем составе смесь легких углеводородов и воды [5], поэтому его свойства лучше всего определять при помощи различных УПМ (ChemCad, HYSYS, Pro-II и т.д.).

Синтезированная модель узла предварительного сжатия может быть использована при проведении проектных и поверочных расчетов конденсаторов, а расчетные формулы по определению геометрии парового эжектора могут использоваться при проектировании парового эжектора.

### Литература

- [1] Зиятдинов Н.Н., Емельянов В.М., Смирнова Л.А. Исследование и проектирование химико-технологических процессов с использованием моделирующей программы CHEMCAD: Учебное пособие. Казань: Казанский технол. ун-т. 2001. 84с.
- [2] Фролов Е.С., Минайчев Е.В., Александрова А.Т. Вакуумная техника: Справочник. М.: Машиностроение. 1992. 309с.
- [3] Жаринов В.Г., Спектор А.Н., Кожевникова Э.Д. Распределение степеней сжатия по ступеням насоса. Вакуумная техника. Научно-технический сборник. Казань. 1970. Вып.2. С.135-145.
- [4] Жаринов В.Г., Спектор А.Н. Номограммы для расчета ступеней пароводяного эжекторного насоса. Вакуумная техника. Научно-технический сборник. Казань. 1970. Вып.2. С.149-160.
- [5] Осипов Э.В., Поникаров С.И., Теляков Э.Ш. Энергосберегающая технология создания вакуума в ректификационной колонне установки АВТ. Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. 2011. №12. С.31-35.

### ИССЛЕДОВАНИЕ СЕТОЧНОЙ ЗАВИСИМОСТИ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЛИЧЕСТВА АДАПТАЦИЙ В ЧИСЛЕННОЙ МОДЕЛИ ФИЛЬТРАЦИИ

Хуснутдинова А.А., Бочкарева Ю.Г., Гайипов Ш.К., Галкина А.М.

Казанский государственный архитектурно-строительный университет.

E-mail: adelnika90@mail.ru

Устранение сеточной зависимости в численном моделировании процессов течения, и в т.ч. дисперсных потоков с фильтрацией взвесей, считается одной из главных проблем при использовании методов вычислительной гидродинамики (Computational Fluid Dynamics, CFD). К примеру, в последнее время специалистами Langley Research Center NASA предлагается международная централизация результатов исследований сеточной зависимости по наиболее широко распространенным моделям в рамках CFD, таким как RANS (Reynolds Averaged Navier-Stokes Equations), LES (Large Eddy Simulations), DNS (Direct Numerical Simulations) и др. [1]

Очевидно, что при вычислении по слишком крупной расчетной сетке в области моделирования картина подобного течения может сильно исказиться, и для получения достоверного численного решения задачи необходимо ее максимальное сгущение. Вместе с тем в целях экономии машинных ресурсов желательно иметь более разреженную сетку. Она может использоваться в зонах с плавным изменением параметров решения. Отсюда возникает потребность в использовании неравномерных сеток. При этом проблема сеточной

зависимости, т.е. влияния размеров сетки на результаты расчета, становится актуальной настолько, что должна быть решена до начала основного исследования. В противном случае его результаты не могут считаться объективными и корректными. Вопрос об устранении сеточной зависимости решается измельчением сетки в области, где влияние ее размера сказывается наиболее сильно. Насколько надо измельчить сетку, можно выяснить в результате тестовых исследований задачи.

Точность численного решения в расчетных областях с несколькими пространственными масштабами, отражающими неоднородную структуру решения, может быть эффективно повышена методом динамически адаптивных сеток. Его основная идея заключается в уменьшении размеров ячеек в тех зонах расчетной области, где возникают большие погрешности решения. Однако в большинстве случаев точное решение задачи неизвестно, ввиду чего невозможно оценить погрешность как отклонение от него получаемого, (приближенного) решения. Поэтому в качестве меры ошибки остается использовать разности параметров повторных решений или их градиенты.

Адаптация служит одним из объективных показателей точности численных решений. Объективность состоит в том, что сеточную зависимость решения можно отслеживать и оценивать по динамике изменения разности параметров решений с определенной последовательностью изменения размеров сетки. В представленной задаче исследование сеточной зависимости проводилось с последовательным измельчением размеров сетки вдвое при каждой адаптации.

Было выполнено CFD-моделирование обтекания потоком препятствий квадратного сечения размерами 20x20мм, расположенных в канале прямоугольной формы размерами 500x100мм. Размер модели примерно в 100 раз превышает размеры объектов, участвующих в процессах фильтрации запыленных производственных выбросов с использованием рукавных фильтров.

Для решения задачи применялся метод RANS, основанный на уравнениях Навье-Стокса (уравнения движения и неразрывности), осредненных по Рейнольдсу. 2d-модель обтекания препятствий с исходной неадаптированной структурированной равномерной расчетной сеткой представлена на рис. 1. Начальное число ячеек в модели 123, число узлов - 156.

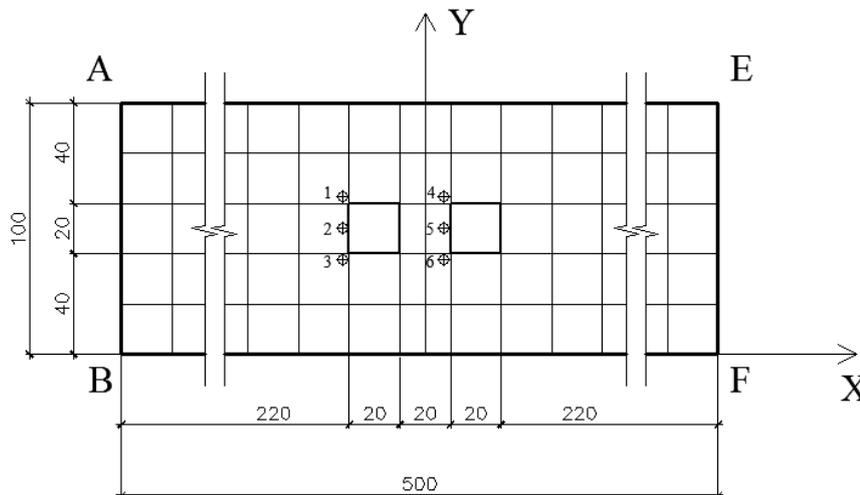


Рис. 1. Модель обтекания с исходной расчетной сеткой

После создания сетки выбраны типовые условия решения задачи и типы граничных условий: непроницаемость стенки, условия втекания потока в расчетную область и вытекания из нее. В задаче использована  $k - \epsilon$  модель турбулентной вязкости с типовыми эмпирическими коэффициентами, устанавливаемыми программой по умолчанию.

Выбор представленной модели для исследования сеточной зависимости процессов фильтрации был вызван следующим.

Предварительно необходимо удостовериться в правильности принятия установок по граничным условиям, взаимодействию потока с препятствием в пограничном слое, эмпирических коэффициентов и др. параметров, необходимых для работы вычислительной программы.

Данная модель позволяет выполнить предварительную (качественную) верификацию и убедиться в качественном соответствии модели физическим аспектам изучаемого явления путем сравнения получаемого решения с натурными опытными данными, приведенными в известных изданиях, напр. в альбоме Ван-Дайка [2]. Найти же для верификации достоверные натурные исследования обтекания объектов с размерами геометрии, соответствующими процессам фильтрации, т.е. не превышающими 100-200 мкм, весьма проблематично.

На рис. 1 показаны характерные точки в потоке, выбранные для отслеживания сеточной зависимости при адаптациях: три точки перед первым препятствием и три за первым у второго препятствия. Для них были подобраны различные способы идентификации параметров решений, чтобы соблюдать корректность отслеживания сеточной зависимости при адаптациях в различных режимах обтекания. Порядок отслеживания разностных величин скорости потока  $\Delta$  и других параметров при адаптациях рассмотрен ниже для режима обтекания препятствий  $Re=100$ .

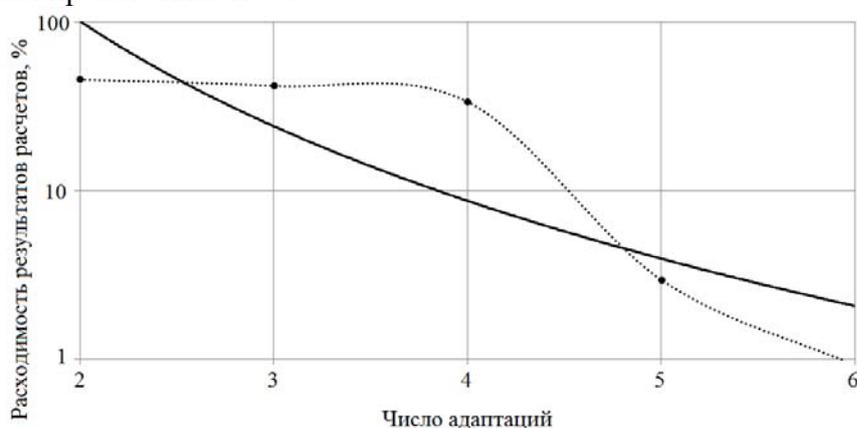


Рис. 2. Динамика влияния размеров сетки на результаты решения

На графике рис. 2 в качестве примера приведены результаты отслеживания сеточной зависимости по значению разностей скоростей в точке №1 для 4 адаптаций при режиме  $Re=100$ . Пунктирной линией в поле рисунка показаны данные численного эксперимента, сплошной линией – аппроксимация полученных в эксперименте данных степенной зависимостью  $\Delta = 153,83 n^{-2,031}$ .

График показывает, что при последовательном измельчении сетки вдвое разность скоростей в точке №1 от решения к решению уменьшается приблизительно пропорционально квадрату числа адаптаций  $n$ . Это означает, что для данного режима 5 адаптаций обеспечивают достаточное измельчение сетки, при котором изменением характерных параметров уже можно пренебречь. Следовательно, можно считать, что решение задачи перестало зависеть от мелкости сетки, и не учитывать сеточную зависимость.

Таким образом, проведенные исследования позволили установить необходимое число шагов адаптации для устранения сеточной зависимости в рассмотренных режимах. Определены условия расчетов, при которых наиболее характерные параметры перестают меняться из-за достаточной мелкости сетки, без чего невозможно обеспечить объективность и корректность результатов численных исследований.

## Литература

- [1] <http://turbmodels.larc.nasa.gov/index.html> Langley Research Center. Turbulence modeling resource purpose [электронный ресурс]
- [2] М. Ван-Дайк. Альбом течений жидкости и газа. М.: Мир. 1986. 184с.

## МНОГОСЕКЦИОННАЯ КОНВЕКТИВНАЯ СУШИЛКА С ПЛОТНЫМ СЛОЕМ ОРГАНОМИНЕРАЛЬНОГО СОРБЕНТА

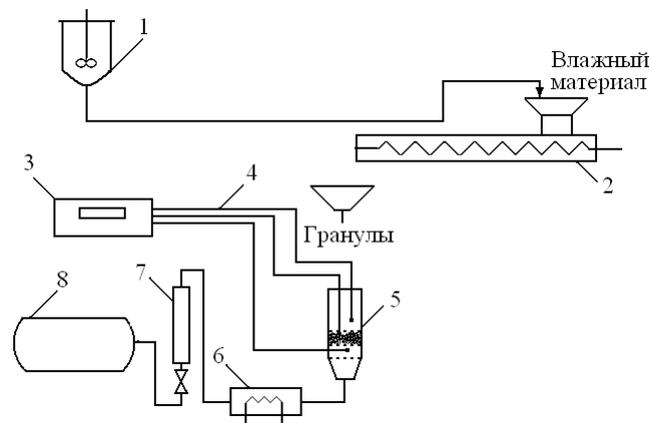
Шулятников С.А., Овчинников Л.Н.

Ивановский государственный химико-технологический университет.

E-mail: seregka\_37@bk.ru

Сравнительный литературный и экспериментальный анализ сушки гранулированных сорбентов на основе торфа с минеральными добавками (глина, гипс и др.) в контактных, радиационных и конвективных сушилках показал, что наиболее предпочтительным сушильным оборудованием для их сушки являются конвективные сушилки с плотным слоем высушиваемого материала.

Перспективная схема лабораторной установки с целью получения органоминеральных сорбентов требуемого состава представлена на рис. 1



**Рис. 1.** Схема лабораторной установки:

- 1 – реактор для приготовления пасты; 3 – прибор для измерения температуры;  
4 – термопары; 5 – многосекционная сушилка с плотным слоем; 6 – электрокалорифер;  
7 – ротаметр; 8 – газодувка.

Методика проведения экспериментальных исследований включала несколько этапов:

- 1) приготовление пасты требуемого состава;
- 3) сушка гранул в многосекционной конвективной сушилке с плотным слоем;
- 4) проведение физико-химических исследований для оценки качественных характеристик готового продукта.

В основе исследования получения органоминеральных сорбентов с минеральными добавками использовался метод математического планирования экспериментов типа  $2^3$ , позволяющий осуществить поиск оптимальной области режимов сушки и гранулирования с максимальным выходом нефтеёмкости гранулированного продукта и одновременным улучшением других качественных характеристик гранул (прочность, конечная влажность и их усадка).

Фотографии гранул сорбента, экструдера и многосекционной сушилки представлены на рис. 2, 3 и 4.

В настоящее время на базе теоретических и экспериментальных исследований разработана инженерная методика расчёта конвективных многосекционных конвективных промышленных сушилок с плотным слоем и применением диаграммы I-X.

Перед проведением расчёта методика предусматривает получение экспериментальных кривых сушки  $W(\tau)$  и изменения температуры материала в слое  $t(\tau)$ , позволяющих получить исходную информацию о критическом и равновесном влагосодержании, времени сушки.



Рис. 2. Фотография гранул органоминерального сорбента

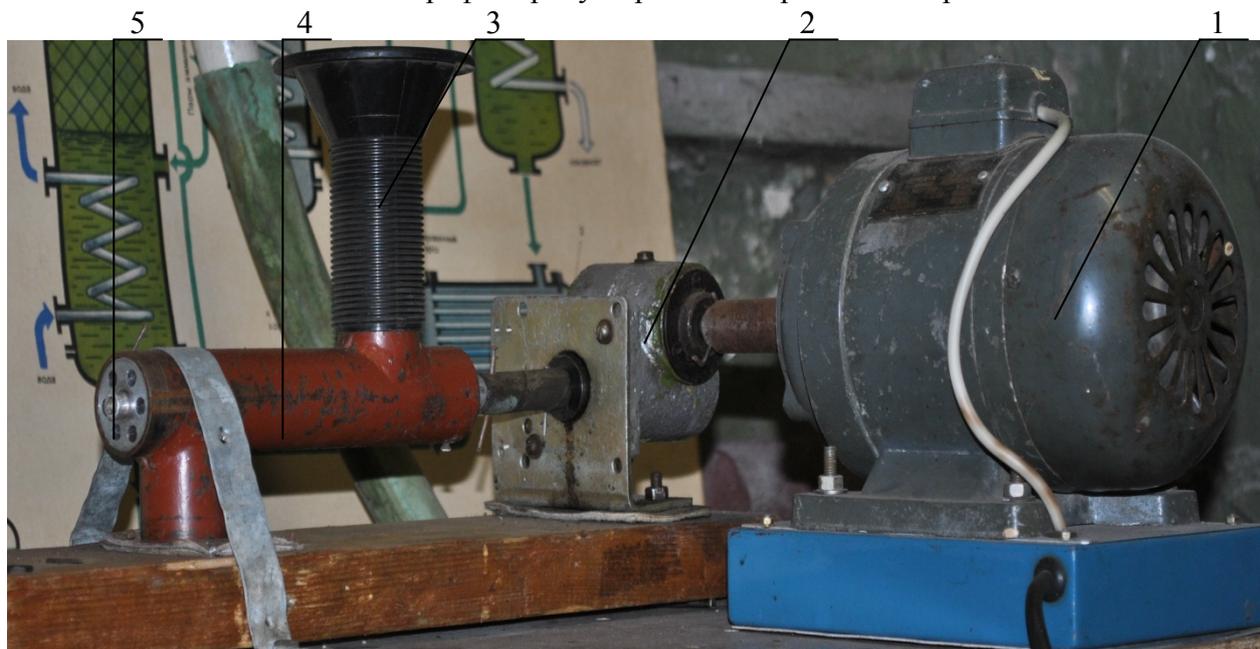


Рис. 3. Фотография лабораторного экструдера: 1 – электродвигатель; 2 – редуктор; 3 – воронка для загрузки влажной пасты; 4 – экструдер; 5 – фильера.

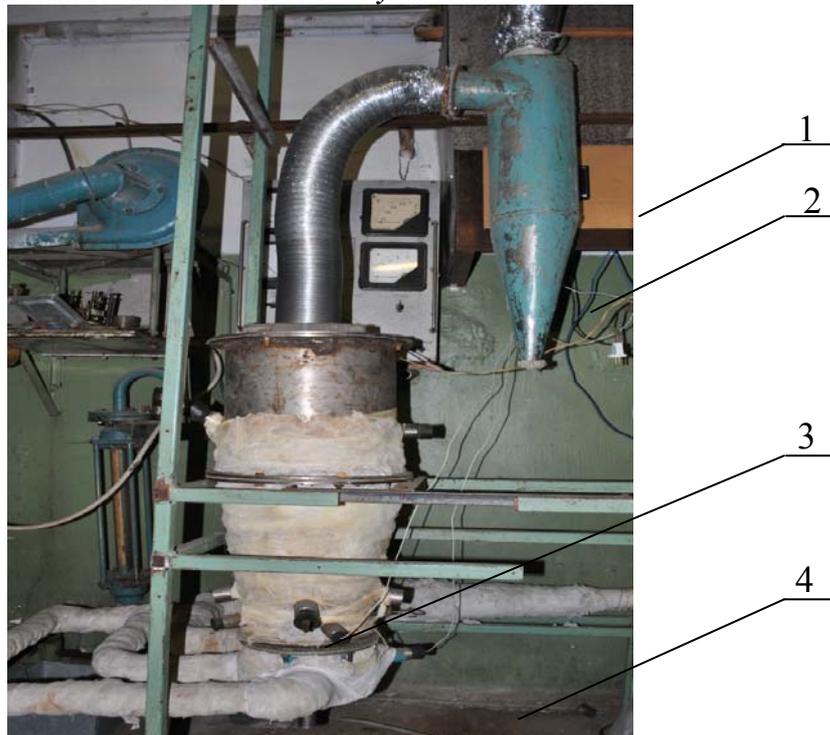
Далее, используя метод отрезков (итераций), из кривой сушки определяют граничные значения влагосодержаний материала по ходу движения секций в аппарате. Выбор количества секций зависит от технологических соображений (конечной влажности продукта, производительности установки, продолжительности сушки и т.д.).

Расчет сушилок с плотным слоем осуществляется с применением пакета прикладных программ MathCAD и включает следующие основные этапы.

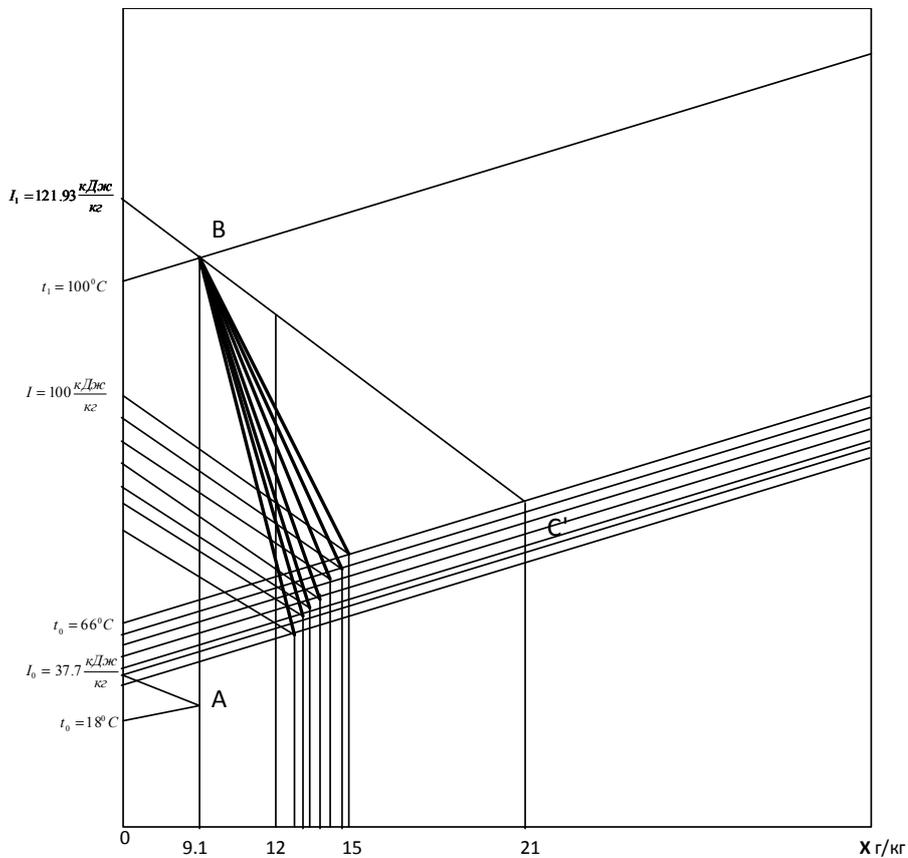
По заданной производительности сушилки, начальной и конечной влажностей материала из материального баланса сушилки находят количество испаряемой влаги.

Выбрав температурный режим, из уравнения теплового баланса с использованием диаграммы I-X, а также ряда вспомогательных зависимостей определяют расход газового теплоносителя, подаваемого в аппарат. Зная расход газового теплоносителя и значение фиктивной скорости газа в аппарате легко определить количество секций и габаритные размеры сушилки.

Методика предусматривает проведение компьютерного графо-аналитического расчёта лабораторных (промышленных) многосекционных сушилок с изображением процесса сушки на диаграмме I-X (рис. 5).



**Рис. 4.** Фотография многосекционной сушилки с плотным слоем:  
1 – прибор для измерения температуры УКТ-38; 2 –циклон; 3 – сушилка;  
4 – электрокалорифер.



**Рис. 5.** Изображение непрерывного процесса сушки в I-X диаграмме конвективной многосекционной сушилки с плотным слоем

## **МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ БЕРЕСТЫ С ОБРАБОТКОЙ УЛЬТРАЗВУКОМ**

Милькова М.Л., Катышева М.В., Коптелова Е.Н., Кутакова Н.А.  
Северный Арктический федеральный университет имени М.В. Ломоносова.  
E-mail: lesochim@agtu.ru

Березовая кора – многотоннажный отход переработки древесины березы, ее использование превращается в актуальную и серьезную проблему. Береста – сильнейший природный антисептик и биостимулятор, она содержит до 70% экстрактивных веществ (ЭВ), что представляет интерес для химической переработки с целью получения новых продуктов и биологически активных веществ (БАВ).

Тритерпеновый спирт бетулин – основной компонент ЭВ бересты. Благодаря доступности сырья, простоте извлечения и ряду ценных свойств бетулин имеет многообразные возможности для применения в различных отраслях [1], в настоящее время он относится к разряду дефицитных. Запатентовано несколько способов получения бетулина методом экстракции бересты [2, 3], в том числе способ взрывного автогидролиза с интенсивным массообменом, неизобарного парокрекинга. Однако при этом требуется много щелочи, специальная конструкция аппарата и повышенные энергозатраты.

Целью настоящей работы является изучение особенностей экстракционного извлечения бетулина из технической бересты – отхода окорки древесины березы в производстве фанеры, моделирование процесса экстракции при одновременной обработке ультразвуком. При этом важно оценить влияние технологических факторов на выход бетулина из технической бересты как по отдельности, так и во взаимосвязи.

Для математического описания процесса экстракции бетулина в зависимости от выбранных переменных и определения оптимальных параметров его выделения использовали следующие условия: температура 60...80 °С; гидромодуль процесса от 1:5 до 1:20 (у. е), продолжительность ультразвукового воздействия 1...3 ч при общей продолжительности экстракции 3 ч. При выборе условий реализации плана руководствовались следующими соображениями:

- высушенное растительное сырье необходимо подвергнуть выдержке в растворителе перед экстрагированием, т.к. процесс экстракции зависит от скорости вытеснения воздуха из клетки, удерживаемого до тех пор, пока не произойдет его растворение в экстрагенте. При применении ультразвука за счет звукокапиллярного эффекта ускоряется вытеснение пузырьков воздуха и создаются условия для их растворения в жидкости;
- подогрев экстрагента в допустимых пределах интенсифицирует экстрагирование, однако не следует перегревать экстрагент, поскольку с увеличением температуры начинается интенсивное образование газовых пузырьков и интенсивность передачи ультразвуковой энергии падает;
- при соотношении твердой и жидкой фаз менее 1:5 не будут обеспечены условия для полного растворения выделяемого бетулина, а повышение гидромодуля более 1:20 не приводит к увеличению извлечения бетулина, поэтому его использование нерационально.

Использована матрица планирования первого порядка. Всего в процессе реализации эксперимента проведено 11 опытов, три из них в центре плана. Береста подвергалась экстракции с ультразвуком в течение 3 ч без предварительного замачивания (в кодированном виде +), с замачиванием в течение 1 ч и экстракцией с ультразвуком 2 ч (0), с замачиванием в течение 2 ч и ультразвуковой экстракцией 1 ч (–). Матрица планирования, результаты опытов, построчные дисперсии  $S_n^2$  и сумма квадратов ошибок  $S_E$  приведены в таблице.

Таблица. Матрица планирования условий проведения опытов и результаты

№ опыта	Температура экстракции, X <sub>1</sub>		Гидро модуль, X <sub>2</sub>		Продолжительность воздействия ультразвука, X <sub>3</sub>		Выход, %, от общ. массы			S <sub>n</sub> <sup>2</sup>
	Код.	°С	Код.	у.е	Код.	ч	y <sub>1</sub>	y <sub>2</sub>	$\bar{y}$	
1	–	60	–	1:5	–	1	18,7	19,8	19,3	0,61
2	–	60	–	1:5	+	3	24,1	23,4	23,8	0,25
3	–	60	+	1:20	+	3	27,3	28,2	27,8	0,41
4	–	60	+	1:20	–	1	20,7	20,7	20,7	0
5	+	80	+	1:20	–	1	21,0	21,6	21,3	0,18
6	+	80	+	1:20	+	3	21,1	20,6	20,9	0,13
7	+	80	–	1:5	–	1	19,1	19,0	19,1	0,01
8	+	80	–	1:5	+	3	22,2	23,8	23,0	1,28
9*	0	70	0	1:12,5	0	2	22,6	22,5	22,6	0,01
S <sub>E</sub> = 2,88										

\*Примечание: в строке приведены средние значения из трех параллельных опытов

Проверка воспроизводимости осуществлена по критерию Кохрена:

$$G = \frac{S_{\max}^2}{S_E} \leq G_{\alpha}(\gamma - 1, N),$$

где  $G_{\alpha}(\gamma - 1, N)$  – табличное значение критерия Кохрена при уровне значимости  $\alpha$ .

При  $\alpha = 0,05$   $G_{0,05} = 0,68$  [4];

$$G = \frac{1,28}{2,88} = 0,44 < 0,68 \text{ следовательно, воспроизводимость хорошая.}$$

По расчетной матрице плана рассчитаны коэффициенты уравнения регрессии и получено полное уравнение регрессии:

$$y = 21,96 - 0,91x_1 + 0,69x_2 + 1,88x_3 - 0,67x_1x_2 - 1,01x_1x_3 - 0,23x_2x_3.$$

Проверка значимости коэффициентов  $b_i, b_{ij}$  проведена по критерию Стьюдента:

$$|b_i, b_{ij}| \geq t_{кр} \sqrt{S_i^2},$$

где  $t_{кр}$  – критическое значение критерия Стьюдента для заданного уровня значимости  $\alpha$  ( $\alpha = 0,05$ ) и  $f_2$  – числа степеней свободы;  $t_{кр} = 2,31$ ;

$$S_i^2 = \frac{S^2}{N},$$

где  $S^2$  – дисперсия воспроизводимости,  $S^2 = 0,18$ ;  $N$  – число опытов,  $N = 8$ .

$$S_i^2 = \frac{0,18}{8} = 0,023$$

$$t_{кр} \sqrt{S_i^2} = 2,31 \cdot \sqrt{0,023} = 0,35$$

Все коэффициенты, превышающие 0,35, являются значимыми.

Уравнение регрессии со значимыми коэффициентами:

$$y = 21,96 - 0,91x_1 + 0,69x_2 + 1,88x_3 - 0,67x_1x_2 - 1,01x_1x_3$$

Анализируя данное уравнение, можно отметить, что температуру в выбранных интервалах варьирования следует уменьшать, гидромодуль и продолжительность экстракции следует увеличивать. Отрицательные значения коэффициентов двойных взаимодействий говорят, что уменьшение влияния первого параметра (температуры) приводит к увеличению влияния остальных параметров (гидромодуль и продолжительность экстракции) и наоборот.

При реализации плана достигнут максимальный выход бетулина 27,8 %, что свидетельствует о перспективности реализации данного процесса.

Проверка уравнения на адекватность проведена с помощью критерия Фишера:

$$F = \frac{S_D / f_1}{S_E / f_2} = \frac{S_{ad}^2}{S_{воспр}^2}$$
$$S_D = \gamma \cdot S_R,$$

Для проведения необходимых вычислений использовали расчетную матрицу, в которой исключен столбец  $x_2x_3$ , так как коэффициент незначим.

Просуммировав построчно значения чисел, получили расчетные значения выходного параметра  $\hat{y}_n$ .

Остаточная сумма квадратов  $S_R$  рассчитывается как сумма квадратов разности  $\hat{y}_n$  и  $\bar{y}_n$ , то есть  $S_R = \sum_{n=1}^N \left( \hat{y}_n - \bar{y}_n \right)^2$ .

Результаты расчета:  $S_R = 6,47$ .  $S_D = 2 \cdot 6,47 = 13$ .

Число степеней свободы  $f_1$  для расчета дисперсии адекватности

$$f_1 = N - q,$$

где  $N$  – число опытов;  $q$  – число значимых коэффициентов с учетом свободного члена  $b_0$

$$f_1 = 8 - 6 = 2.$$

Вычисляем значение критерия Фишера

$$F = \frac{12,93/2}{2,88/8} = 17,96 > F_{кр} = 4,46$$

Значение  $F_{кр}$  для заданного уровня значимости  $\alpha$  ( $\alpha = 0,05$ ,  $f_1 = 2$ ,  $f_2 = 8$ ) равно 4,46.

Так как расчетное значение критерия Фишера превосходит критическое, предположение о надежности (адекватности) полученного уравнения отвергается. В этом случае имеет смысл провести проверку на значимость квадратичных коэффициентов, т.е. коэффициентов при  $x_i^2$ . Для этого воспользуемся соотношением:

$$\left| \bar{y}_0 - b_0 \right| \leq t_{кр} S \sqrt{\frac{n_0 + \gamma N}{n_0 N}},$$

где  $\bar{y}_0$  – среднее арифметическое значение выходного параметра в центре плана при  $x_1 = x_2 = \dots = x_k = 0$ , полученное по экспериментальным данным,  $\bar{y}_0 = 22,6$ ;

$b_0$  – значение свободного члена в уравнении регрессии,  $b_0 = 21,96$ ;  $t_{кр}$  – критическое значение критерия Стьюдента для заданного уровня значимости  $\alpha = 0,05$  и  $f_2 = 8$  степеней свободы,  $t_{кр} = 2,31$ ;  $S$  – значение среднеквадратичной ошибки наблюдений, равное корню квадратному из  $S^2$ ,  $S = \sqrt{S^2} = \sqrt{0,18} = 0,424$ ;  $n_0$  – число опытов в центре плана,  $n_0 = 3$ ;  $\gamma$  – число параллельных опытов в центре плана,  $\gamma = 2$ ;

$N$  – число опытов в центре плана, не считая центральных,  $N = 8$ .

$$|22,60 - 21,96| = 0,59 \leq 2,31 \cdot 0,424 \sqrt{\frac{3 + 2 \cdot 8}{3 \cdot 8}} = 0,87$$

Таким образом, квадратичные члены в уравнении значимы, для получения адекватного уравнения следует поставить рототабельный план. В выбранных интервалах варьирования переменных достройка плана технически невозможна, так как значение жидкостного модуля менее 5 у.е (звездная точка) не обеспечит смачиваемости сырья. А снижение температуры ниже 60 °С, как правило, дает низкий выход ЭВ. Вопрос соответствия полученной модели описываемому процессу следует рассматривать в совокупности с результатами анализа полученных образцов бетулина-сырца.

### Литература

- [1] Кузнецов Б.Н., Левданский В.А. Выделение бетулина и суберина из коры березы, активированной в условиях «взрывного автогидролиза». *Химия растительного сырья*. 1998. №2. С.5-9.
- [2] Садриева О.А., Селянина Л.И., Пономарева И.В. Исследование процесса экстракции бетулина из бересты. Экология северных территорий России. Проблемы, прогноз ситуации, пути развития, решения: мат-лы междунаrodn. конф-и. *Архангельск*. 2002. Т.2. С.512-523.
- [3] Левданский В.А., Полежаева Н.И., Еськин А.П., Винк В.А., Кузнецов Б.Н. Патент № 2131882 РФ. Способ получения бетулина. 20.06.99.
- [4] Богданович Н.И., Кузнецова Л.Н., Третьяков С.И., Жабин В.И. Планирование эксперимента в примерах и расчетах: учеб. Пособие. *Архангельск: Северный (Арктический) федеральный университет*. 2010. 126с.

## АНАЛИЗ НАПРЯЖЕННО ДЕФОРМИРОВАННОГО СОСТОЯНИЯ ЭЛЕМЕНТОВ ОБОРУДОВАНИЯ

Лапшина С.В.

Волжский политехнический институт, филиал Волгоградского государственного технического университета. E-mail: tt134@rambler.ru

Аппараты со свободно стекающей пленкой могут быть эффективно использованы как массообменные, и в ряде случаев для проведения газожидкостных реакций. Особо следует отметить перспективы применения роторно-пленочных аппаратов как теплообменников в процессах получения различных полимеров, обладающих высокой вязкостью.

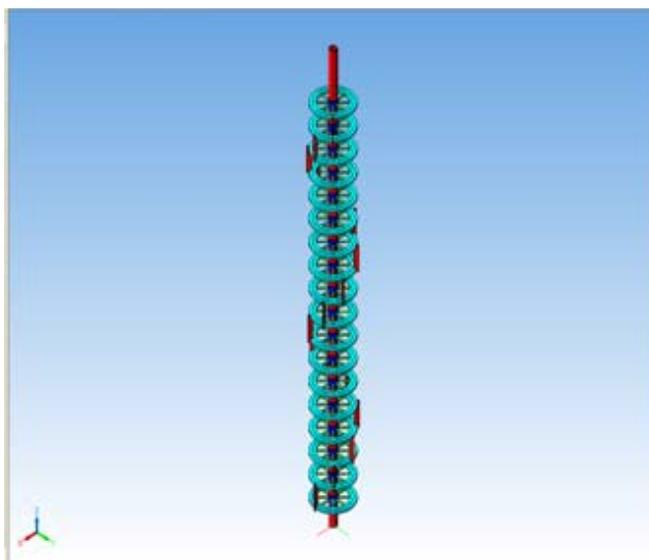


Рис. 1. Модель ротора

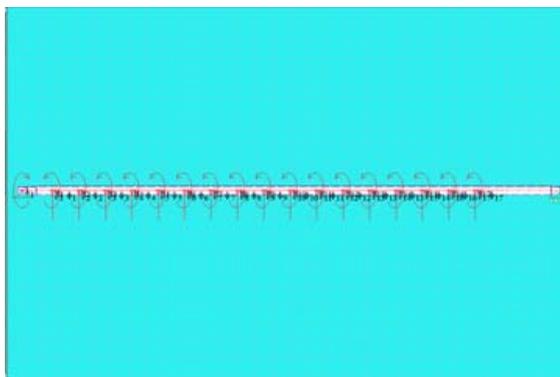
Преимуществами рассмотренного пленочного аппарата является кратковременный контакт раствора с поверхностью нагрева и некоторый рост коэффициента теплопередачи. Недостатками пленочных аппаратов с подвижным ротором является их сравнительная небольшая производительность, сложность регулирования процесса при колебаниях давления греющего пара и начальной концентрации раствора, большая чувствительность к содержанию твердых частиц в выпариваемом растворе, наличие подвижных узлов требующих ухода и ремонта, а так же при их размещении необходимы большие производственные территории.

Производительность пленочных аппаратов ограничена размерами ротора. Однако с увеличением диаметра и длины аппарата значительно усложняется балансировка ротора и обеспечения его соосного размещения в корпусе.

При проектировании роторно-пленочного испарителя особое место уделяется проведению прочностных расчетов, как наиболее сложных и трудоемких. Для сокращения времени расчета и исключения влияния человеческого фактора разработана методика прочностного расчета основного элемента аппарата – ротора в среде САПР APM WinMachine.

APM WinMachine – наукоемкий программный продукт, созданный на базе современных инженерных методик проектирования, численных методов механики и математики. Ротор аппарата представляет собой сложную конструкцию состоящую из вала, ступицы насаженной на вал, опоры и непосредственно самих лопаток. Расчет сборочного элемента ротора производился при помощи метода конечных элементов (МКЭ). В нашей стране для реализации МКЭ разработана CAD/CAE система APM WinMachine, созданная в Научно – техническом центре «Автоматизированное проектирование машин» (НТЦ АПМ).

Для реализации расчета была создана 3D модель в САПР Компас (рис. 1), далее она импортирована в модуль APM Studio (рис. 2), где были проставлены силы и места закрепления, там же проведено разбиение модели на конечно-элементную сетку.



**Рис. 2.** Модель ротора APM Studio



**Рис. 3.** Результаты расчета



Рис. 4. Результаты расчета



Рис. 5. Результаты расчета



Рис. 6. Напряженное состояние ротора

После чего на расчет вал ротора отправлен в модуль APM Structure 3D. Он позволяет рассчитать величины напряжений и деформаций в любой точке конструкции, как с учетом внешнего нагружения, так и с учетом собственного веса каждого элемента.

Для имитации работы конструкции были приложены нагрузки от ступиц, опоры и лопаток, учитывалось влияние рабочей среды на элементы конструкции.

Результаты расчетов с помощью специального визуализатора представляются в цветовой гамме, в виде изолиний или форме эпюр напряжений, моментов, сил, деформаций, что существенно облегчает анализ полученных результатов (рис. 3, 4, 5, 6).

## МОДЕЛИРОВАНИЕ СУШКИ ПЛЕНОК КАРБАМИДО-ФОРМАЛЬДЕГИДНЫХ СОЕДИНЕНИЙ

Плотникова О.В., Липин А.Г.

Ивановский государственный химико-технологический университет.

E-mail: piaxt@isuct.ru

Заключением сыпучих материалов в оболочки можно уменьшить реакционную способность веществ, снижать токсичность продуктов, удлинять сроки хранения неустойчивых и быстро портящихся веществ, обеспечивать замедленное высвобождение активного компо-

нента или его высвобождение в нужный момент времени, придавать продуктам новые физические свойства – уменьшать летучесть, изменять плотность продуктов, маскировать цвет, вкус, запах.

В последние годы большое внимание уделяется получению тонких защитных плёнок из полимерных веществ на гранулах удобрений. Перспективным является использование для получения водостойких капсулированных удобрений полимеров и смол, которые, замедляя выделение питательных веществ, не сохраняются в почве в неизменном виде, а постепенно под действием физико-химических и биологических процессов становятся в какой-то мере источником питательных элементов или разрушаются. К числу таких материалов относятся продукты конденсации карбамида с формальдегидом [1, 2].

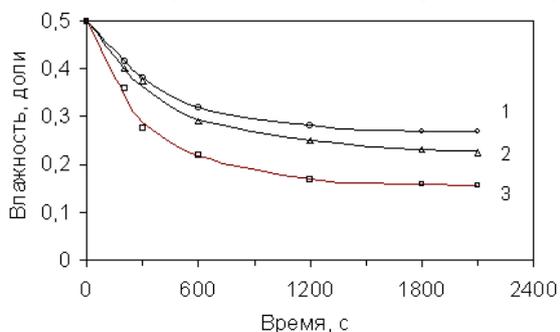
Физическая картина процесса получения защитных оболочек из продуктов конденсации карбамида с формальдегидом (КФС) на зернистых материалах в аппаратах кипящего слоя (КС) состоит в следующем. Раствор КФС с инициатором отверждения распыливается на частицы псевдооживленного слоя с помощью диспергирующих устройств, например, пневматических форсунок. Капли раствора КФС столкнувшись с частицами слоя, растекаются по их поверхности, образуя жидкостную плёнку. Дальнейшая поликонденсация КФС совместно с сушкой приводит к отверждению плёнки. С целью оптимизации процесса необходимо выбрать значения регулируемых параметров таким образом, чтобы работа аппарата приближалась к кинетической области, в которой время пребывания гранул близко к времени отверждения плёнки наносимого раствора.

Для получения количественных закономерностей были проведены экспериментальные исследования процесса сушки пленок КФС. Методика проведения эксперимента заключалась в следующем. Устанавливался требуемый температурно-скоростной режим в трубе-сушилке.

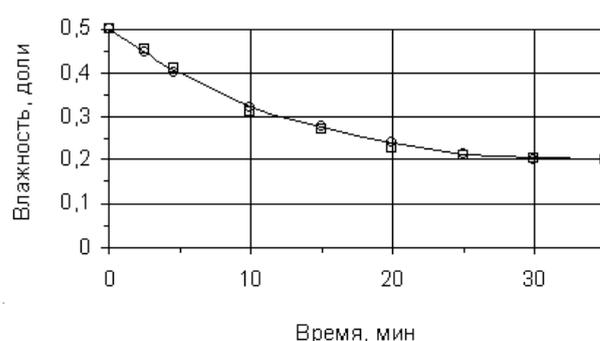
На стеклянную сферу наносилась плёнка КФС с инициатором отверждения, после чего она помещалась в установку на кронштейне, связанном с весами. Через определенные промежутки времени производился замер убыли массы образца. Температура сушильного агента изменялась от 50 до 80 °С, скорость воздуха варьировалась в интервале 0,7-1,4 м/с. На рис. 1, 2 представлены кривые сушки плёнок КФС на одиночной частице в пневматической трубе-сушилке.

Следует отметить, что первый период сушки у растворов КФС непродолжителен. Образование трёхмерных структур в реакционной системе, внешне проявляющееся в переходе реакционной массы в желатинообразное, а затем и твёрдое состояния, приводит к тому, что лимитирующей стадией процесса удаления растворителя становится внутренняя диффузия молекул к свободной поверхности плёнки. Или согласно терминологии теории сушки, процесс переходит из первого периода в период с падающей скоростью сушки.

Данные рис. 2 свидетельствуют, что интенсивность удаления влаги из сшитых КФС не зависит от гидродинамического режима процесса.



**Рис. 1.** Изменение влажности плёнки КФС во времени. Температура сушки: 1 – 50 °С, 2 – 60 °С, 3 – 80 °С. Скорость воздуха 1 м/с.



**Рис. 2.** Зависимость влажности плёнки КФС от времени сушки. Скорость воздуха: □ – 0,7 м/с, ○ – 1,4 м/с.

С целью обобщения экспериментальных данных при исследовании процесса сушки был использован метод Лыкова А.В., базирующийся на уравнении

$$-dU/d\tau = K \cdot (U - U_p), \quad (1)$$

где  $U_p$  – равновесная влажность материала,  $K$  – коэффициент сушки.

Обработка экспериментальных данных позволила получить следующее уравнение для расчёта коэффициента сушки:

$$K = 6,508 \cdot 10^{-3} \exp[-317,68/(t + 273)]. \quad (2)$$

Равновесная влажность материала может быть определена из выражения:

$$U_p = 0,66 \cdot \exp(-0,0182 \cdot t), \quad (3)$$

где  $t$  – температура сушки.

Полученные соотношения совместно с уравнением (1) позволяют прогнозировать требуемое время сушки пленок КФС при осуществлении процесса капсулирования.

### Литература

- [1] Овчинников Л.Н., Липин А.Г., Круглов В.А., Сухов Н.И., Кисельников В.Н. Кондиционирование карбамида в аппаратах с псевдооживленным слоем. *Изв. вузов. Химия и химич. технол.* **1985**. Т.28. Вып. 11. С.72-80.
- [2] Липин А.Г., Овчинников Л.Н., Круглов В.А., Кисельников В.Н. Моделирование процесса поликонденсации формальдегида с мочевиной. *Журнал прикладной химии.* **1984**. №5. С.1169-1171.

## МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА В СРЕДЕ UNISIM DESIGN И ASPEN PIMS

Шпак О.С., Фаизов А.Р., Чуракова С.К., Кантор Е.А.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: shpak.oksana@mail.ru

Объектом исследования был выбран блок атмосферной перегонки сырья установки ЭЛОУ-АВТ-4, который состоит из ректификационных колонн различных типов. Технологическая схема приведена на рис. 1. Моделирование объекта исследования проводилось с помощью среды Unisim Desing, являющейся модульной средой технологического моделирования и оптимизации, применяемой для проведения расчетов технологических схем и оборудования в нефтегазопереработке и нефтехимии. Экономическая оценка результатов оптимизации режима проводилась в среде Aspen PIMS.

В качестве сырья в расчетах была использована смесь стабильного газового конденсата Оренбург-Газпром (СГК) и Западно-Сибирской нефти в соотношении 68:35. Разгонка этого сырья на приборе Минидист была взята нами за основу расчета. Уточнение углеводородного состава газовой фазы сырья проводилась по автоматическим корреляциям, заложенным в среду Unisim Design.[1]

Установка ЭЛОУ-АВТ-4 производительностью 4 млн. тонн в год занимает важное место в технологической схеме ОАО «Газпром нефтехим Салават», поскольку, как и всякая установка первичной переработки нефти, определяет условия работы остальных установок завода и, таким образом, эффективность всего НПЗ. В настоящее время при оценке качества выходных продуктов на ректификационных установках, используются три способа контроля показателей качества: лабораторные анализы, данные поточных анализаторов, данные математических моделей.

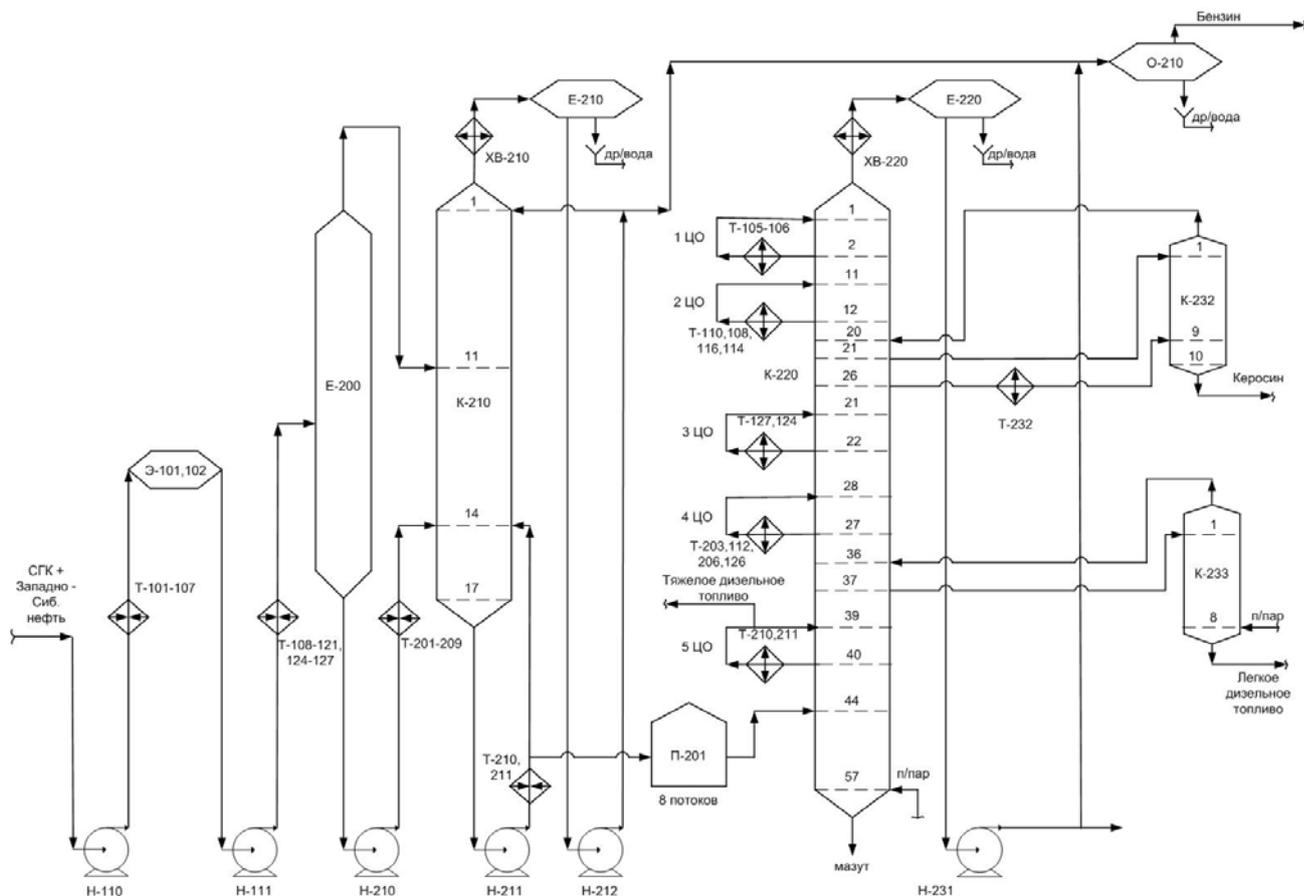


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема атмосферного блока установки ЭЛОУ-АВТ-4 ОАО «Газпром нефтехим Салават»

Однако результаты анализов, получаемых в заводских лабораториях, не всегда обладают необходимым уровнем полноты и оперативности, они достаточно редки и не могут использоваться для управления качеством в реальном времени. Поточные анализаторы постоянно требуют калибровки, чрезвычайно дороги и потому далеко не всегда доступны. В отличие от них математические модели, практически не уступая в точности, значительно дешевле и надежнее.[2]

На выбранной нами установке, традиционные системы управления не всегда позволяют достичь высокого отбора от потенциала и соответствующего качества продуктов разделения, прежде всего из-за сложной нелинейной динамики процесса, а также из-за отсутствия необходимых для эффективного управления расчётных рекомендаций в режиме реального времени.

Без использования рекомендаций по ведению технологического режима, выдающихся с помощью программных пакетов расчёта процесса ректификации (Unisim Design, Aspen Hysys и др.) и получения своевременных прогнозов по качеству продуктов разделения при данном технологическом режиме, значительно увеличивается время отклика на изменение технологического режима.

Поэтому в том случае, когда операторы принимают решение об изменении технологического режима на основе данных лабораторного анализа, приходится констатировать только фактические, то есть уже полученные качества и отборы продуктов, и результат по их изменению может быть получен иногда только в следующей смене работы установки, то есть через 4-8 часов.

В этих условиях (большой объем ручного управления, недостаток информации о результатах работы процесса, изменение внешних условий и требований) операторы часто

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

склонны к осторожному консервативному управлению, не способствующему повышению эффективности производства.

Атмосферный блок установки ЭЛОУ-АВТ-4 состоит из блоков предварительного подогрева сырой и обессоленной нефти, колонны частичного отбензинивания К-210, основной атмосферной колонны К-220, оборудованных в основном клапанно-трапециевидными тарелками.

Особенность схемы работы основной атмосферной колонны К-220 заключается в том, что отсутствует съём тепла острым холодным орошением и все тепло, снимаемое 5 циркуляционными орошениями, полезно используется в системе теплообмена установки.

Исследование работы установки проводилось нами методом математического моделирования и включало три основных этапа:

- Создание математической модели установки ЭЛОУ-АВТ-4 и оценка её адекватности фактически существующему объекту.
- Разработка предложений по совершенствованию технологического режима на установке по оптимизации отбора светлых дистиллятов, выкипающих до 360<sup>0</sup>С на основе имеющейся модели.
- Экономическая оценка результатов моделирования в среде Aspen PIMS.

При расчете действующих колонн в качестве исходных материалов использовались производственные данные о составе, качестве сырья и продуктов разделения, а также показатели технологического режима работы колонны, которые берутся из системы РІ на производстве. Критериями математического моделирования на первом этапе исследования являлось совпадение: температурного профиля, расходов всех внешних потоков, тепловых нагрузок по аппарату и качества продуктов разделения.

Основные показатели технологического режима для фактического варианта работы, варианта его моделирования и рекомендуемого режима работы приведены в таб. 1. Материальный баланс по фактической работе, варианту его моделирования и рекомендуемому режиму работы приведён в табл. 2.

**Табл. 1.** Основные показатели технологического режима

Наименование технологического параметра	Фактические значения	Вариант моделирования	Вариант оптимизации
Давление, ата:	верха К-210	2,5	2,5
	низа К-210	2,8	2,8
	верха К-220	1,4	1,4
	низа К-220	1,7	1,7
Температура, °С:	сырья в К-210	196	196
	верха К-210	125	123
	низа К-210	180	178
	верха К-220	135	137
сырья в К-220	345	348	355
низа К-220	321	322	322
Расходы, т/ч:			
Отбензиненная нефть в К-220	308	308	308
Расход водяного пара в низ К-220	1,87	1,87	2,5

Как видно из табл. 1 и 2 достигнуто достаточно хорошее совпадение фактических и полученных показателей режима разделения по температурному профилю, расходам и отборам основных внешних потоков, проверена так же и адекватность данных по качеству продуктов разделения.

Эти результаты позволили нам сделать вывод о построении математической модели процесса разделения на атмосферном блоке установки ЭЛОУ-АВТ-4.

Табл. 2. Материальный баланс работы атмосферного блока установки

Наименование	По факту	По модели	После оптимизации
Сырье, % масс.	100	100	100
Продукты разделения, % масс.			
Бензиновая фракция	40,58	40,69	42,38
Фракция дизельного топлива	32,07	31,91	34,09
Мазут	27,35	27,47	23,57
Итого продуктов	100	100	100

По результатам расчётов на первом этапе были оценены средние значения КПД. КПД для тарелок укрепляющей колонны К-210 составили 50%.

КПД для тарелок укрепляющей секции колонны К-220 составили 70%. Следует отметить, что при моделировании в среде Unisim Desing наблюдалась такая проблема, как малый отклик изменения температурного профиля колонны на изменение КПД и расходов циркуляционных орошений.

На втором этапе работы, как отмечалось ранее, была рассмотрена оптимизация режима работы установки, с целью более рационального использования потенциала сырья и увеличения выхода светлых нефтепродуктов (до 360 °С) при соблюдении требований по качеству продуктов разделения [3].

Такой подход получил широкое распространение и носит название «Оптимизация ценности продуктов» (Product Value Optimization – PVO) [4].

Критерием моделирования на втором этапе исследования (при оптимизации технологического режима) являлась полнота отбора фракции дизельного топлива (98% до 360°). Результаты моделирования показали, что в фактическом варианте работы наблюдался неполный отбор светлых фракций и возможно повышение отбора суммы светлых на 3,9%. Для этого необходимо: увеличить температуру сырья в К-220 с 345 до 355 °С, расход водяного пара в низ колонны (с 1,87 до 2,5 т/ч) и в стриппинг дизельного топлива К-233 (с 0,44 до 0,55 т/ч) при соответствующей регулировке расходов циркуляционных орошений.

На третьем этапе работы, при оценке экономической эффективности изменения технологических показателей режима работы установки по программе Aspen PIMS, была использована методика, основанная на линейном программировании.[5]

Задачей линейного программирования является поиск оптимального решения, в данном случае критерием оптимальности служит максимальная маргинальная прибыль.

В месячной модели предприятия в программно-математическом подмодуле ASSAY, отвечающем за фракционирование на НПЗ, были скорректированы выходы фракций установки ЭЛОУ-АВТ-4, полученные в соответствии с расчётами по программе Unisim Design.

Для оценки экономического эффекта от внедрения варианта режима работы с оптимизацией использована величина прироста маргинальной прибыли, которая определена по формуле:

$$\Delta \text{МП} = \text{МП}_i - \text{МП}_0, \quad (1)$$

где  $\text{МП}_0$  – маргинальная прибыль для «базового варианта», млн. руб.;

$\text{МП}_i$  – маргинальная прибыль для смоделированного варианта, млн. руб.;

$\Delta \text{МП}$  – прирост маргинальной прибыли.

Экономическая оценка результатов оптимизации технологического режима в среде Aspen PIMS, проведённая с учётом цен, действующих в 2011г. показала возможность увеличения маргинальной прибыли предприятия на уровне 0,25% в месяц (3% в год).

Таким образом, моделирование в среде двух программных пакетов UniSim Design и Aspen PIMS приводит к увеличению маргинальной прибыли предприятия благодаря поддержанию оптимального технологического режима работы установки.

### Литература

- [1] UniSim®Design software, Available from: <Ahpweb.honeywell.com/Cultures/enUS/Products/ControlApplications/simulation/UniSimDesign/default.htm>.
- [2] Мусаев А.А. Виртуальные анализаторы: концепция построения и применения в задачах управления непрерывными технологическими процессами. *Автоматизация в промышленности*. 2003. №8. С.28-33.
- [3] Овчаров С.Н., Пикалов И.С., Пикалов С.Г., Журбин А.В. Метод оптимизации работы сложных колонн. Материалы международной научно-практической конференции «Нефтегазопереработка и нефтехимия – 2006». Уфа: ГУП ИНХП РБ. 2006. С.262-264.
- [4] E.F. Comacho, C. Bordons. Model Predictive Control. *Springer*. 1999.
- [5] Robert D. Buzzell. The PIMS program of strategy research a retrospective appraisal. *Journal of Business Research* 57. 2004. P.478-483.

## ВЛИЯНИЕ КОНСТРУКТИВНЫХ ЗАЗОРОВ НА ТЕПЛОВУЮ ЭФФЕКТИВНОСТЬ КОЖУХОТРУБЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННИКОВ

Ардаширова Э.А., Четверткова О.В.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: mfugntu@mail.ru

Кожухотрубчатые теплообменники являются наиболее широко применяемым типом теплообменного оборудования нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств. Это обусловлено надежностью конструкции и разнообразием типов и вариантов исполнения для различных условий эксплуатации.

В процессе изготовления и монтажа аппаратов наибольшие трудности и материальные затраты вызывает необходимость обеспечения точности геометрических параметров. Точность влияет на эксплуатационные показатели, механическую прочность, надежность и другие важнейшие характеристики аппаратов.

Характер течения в межтрубном пространстве с поперечными перегородками чрезвычайно сложный, зависит от множества параметров. Еще больше усложняют характер течения теплоносителя конструктивные зазоры, необходимые для сборки трубного пучка и монтажа его внутри кожуха. Часть жидкости проходит через эти зазоры, минуя поверхность теплообмена.

Наиболее точно течение в межтрубном пространстве описывает многопоточная модель Тинкера, показанная на рис. 1 [1]. Теплоноситель разделяется на потоки следующим образом. Поток *A* представляет собой обводное течение через зазоры между отверстиями в поперечных перегородках и теплообменными трубами. Поток *B* – основной поперечный поток. Поток *C* – обводное течение между трубным пучком и стенкой кожуха. Поток *E* – обводной поток через зазор между стенкой кожуха и перегородкой. Поток *F* – обводное течение между двумя половинами трубного пучка.

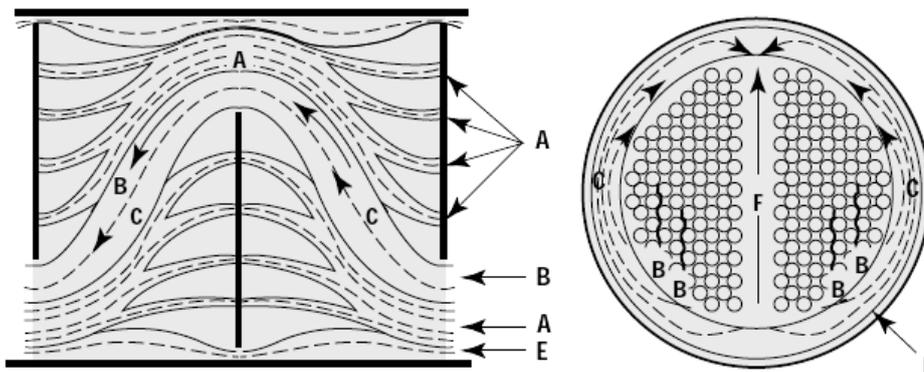


Рис. 1. Схема потоков в межтрубном пространстве

Температура байпасных потоков изменяется значительно меньше, чем температура поперечного потока  $B$ , который непосредственно контактирует с теплопередающей поверхностью. Перемешивание возникает в некотором пространстве между перегородками. Однако неполное перемешивание, особенно для ламинарного режима течения, приведет к искажению профиля температур, который используется в расчетах средней разности температур.

Одним из методов учета влияния байпасных течений является метод Делаверовского университета, в основе которого лежит модель распределения потоков Тинкера. При применении этого метода используется ряд поправочных коэффициентов к значениям  $\alpha_i$  и  $\Delta p_i$ , позволяющих учесть уменьшение потока  $B$ .

Основное выражение для расчета эффективного среднего коэффициента теплоотдачи имеет вид

$$\alpha_s = \alpha_i (J_c J_l J_b J_s J_r), \quad (1)$$

где  $\alpha_i$  – коэффициент теплоотдачи при поперечном обтекании идеальных пучков труб;  $J_c$  – коэффициент, учитывающий теплоотдачу в окне сегментной перегородки;  $J_l$  – коэффициент для учета перетечек через перегородку: через зазоры между перегородкой и кожухом и зазоры между трубами и отверстиями для труб;  $J_b$  – коэффициент для учета байпасных течений  $C$  и  $F$ ;  $J_s$  – коэффициент, учитывающий различное размещение перегородок;  $J_r$  – коэффициент, учитывающий противоположные градиенты температур, возникающие при ламинарном течении.

Произведение этих коэффициентов для хороших конструкций теплообменников обычно равно 0,6. Протечки через зазоры между перегородками и кожухом и между трубами и отверстиями в перегородках могут достигать существенных значений (до 40%) и поэтому их учет очень важен.

Наибольшее ухудшение теплоотдачи вызывают протечки между кожухом и перегородкой, так как эти потоки не участвуют в теплообмене с трубами.

Величина конструктивных зазоров определяется технологией сборки. Для получения малых зазоров необходимо повышать точность периметра и формы корпуса, что оказывает существенное влияние на стоимость изготовления аппарата.

По данным ГИПРОНЕФТЕМАШа, уменьшение диаметрального зазора между кожухом и поперечными перегородками с 15 мм до нормативных значений увеличивает теплоотдачу на 15...20% [2].

В табл. 1 приведены минимальные и максимальные зазоры между кожухом и поперечными перегородками в соответствии с требованиями ГОСТ Р 53677-2009 [3]. Также в данной таблице приведены допустимые зазоры согласно требованиям ТЕМА [4].

**Табл. 1.** Диаметральные зазоры между кожухом и поперечными перегородками

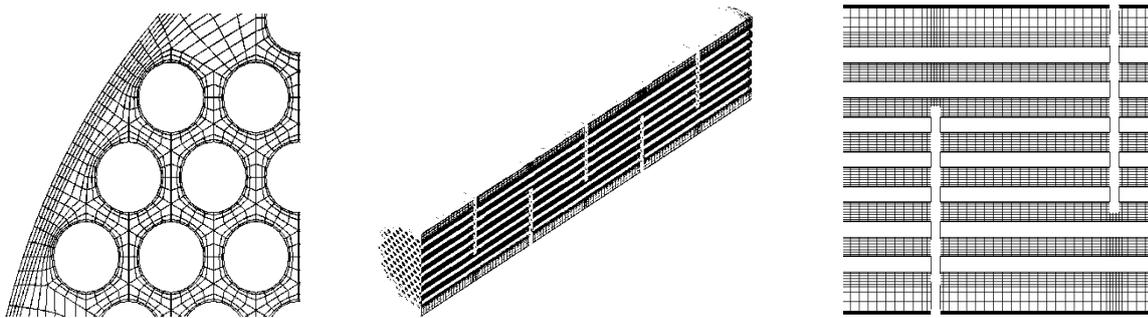
Нормативный документ	Внутренний диаметр кожуха, мм								
	400	500	600	700	800	900	1000	1200	1400
ГОСТ Р 53677-2009 минимальные зазоры	3	3	3	3	4	4	5	5	5
ГОСТ Р 53677-2009 максимальные зазоры	5,3	5,5	5,9	6,3	7,3	7,7	8,7	9,2	10,1
ТЕМА	3,2	4,8	4,8	4,8	4,8	4,8	6,4	6,4	7,9

В данной работе была проведена оценка влияния конструктивных зазоров на эффективность работы теплообменных аппаратов путем сравнения теплообменников, имеющих различные по величине зазоры, с «идеальным» теплообменником без зазоров. Сравнение проводилось по температуре продукта на выходе из теплообменного аппарата.

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

Моделирование выполнялось с применением методов вычислительной гидродинамики (Computational Fluid Dynamics, сокращенно CFD), реализованной в программном комплексе ANSYSCFX.

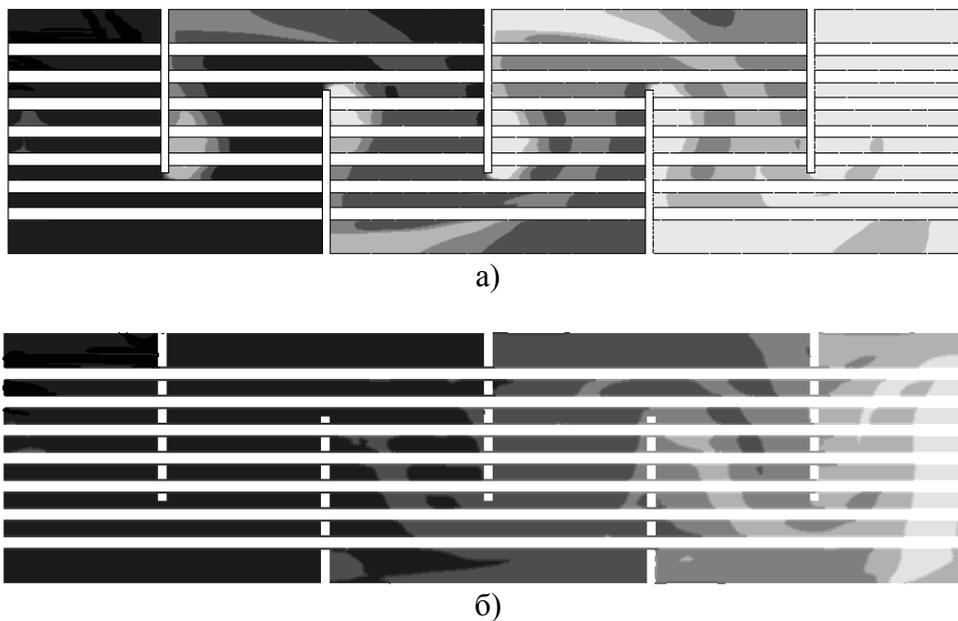
Для расчета была построена серия моделей, представляющих собой межтрубное пространство кожухотрубчатого теплообменного аппарата диаметром 400 мм с различной величиной радиальных зазоров между поперечными перегородками и кожухом  $\Delta R$ : 0, 1, 2, 3 и 4 мм и двумя значениями зазора между трубами и отверстиями в перегородках  $\Delta r$ : 0 и 0,5 мм. Регулярные сетки конечных элементов построены в программном модуле ANSYS ICEM CFD. Расчетная модель состоит из 40000 элементов (рис. 2).



**Рис. 2.** Расчетная модель межтрубного пространства теплообменника

В качестве среды в межтрубном пространстве рассматривалась вода. Температура воды на входе в теплообменник была принята 50 °С, скорость – 1 м/с. Температура поверхности теплообменных трубок – 90 °С.

Ниже приведены результаты расчетов. На рис. 3 показаны поля температур в продольном сечении межтрубного пространства для двух расчетных моделей.



**Рис. 3.** Поля температур в межтрубном пространстве.  
а – модель без зазоров; б – модель с зазорами между перегородками и кожухом 1 мм, между трубками и отверстиями 0,5 мм.

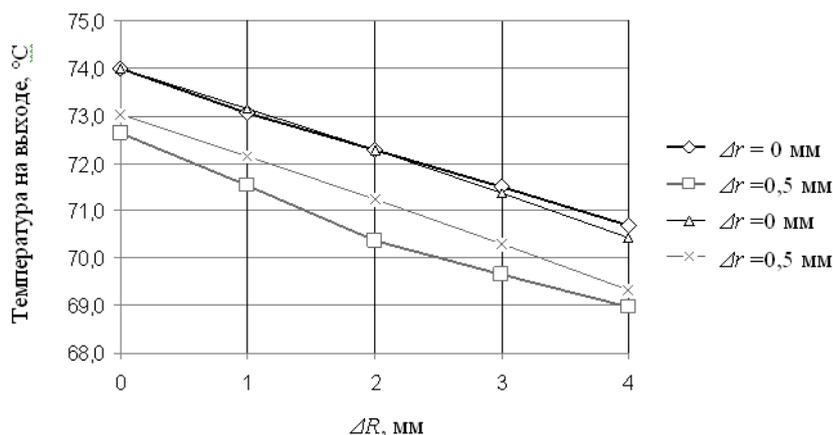


Рис. 4. Зависимость температуры воды на выходе от величины радиального зазора  $\Delta R$

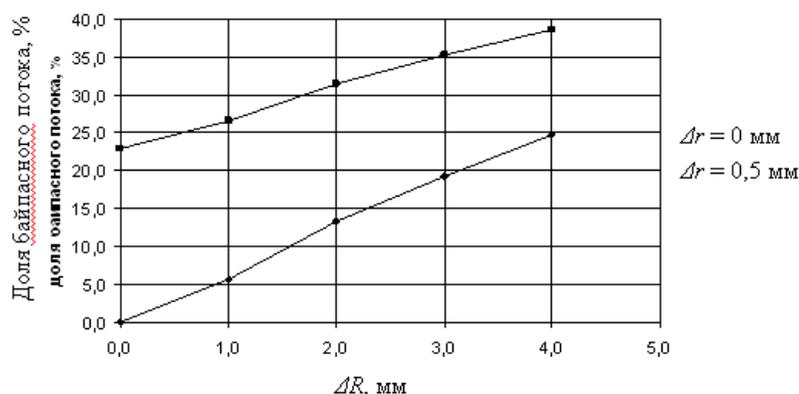


Рис. 5. График зависимости доли байпасных потоков от величины зазоров.

Список использованных источников.

На рис. 4 показаны графики изменения температуры воды на выходе из межтрубного пространства в зависимости от величины зазоров. На данном рисунке приведены результаты, полученные с применением технологии CFD и аналитическим методом (обозначены тонкими линиями). На рис. 5 представлено изменение доли байпасных потоков при увеличении зазора  $\Delta R$ . Из рисунка видно, что для теплообменника диаметром 400 мм, имеющего максимально допустимый радиальный зазор  $\Delta R = 2,65$  мм (см. табл. 1) и зазор  $\Delta r = 0,5$  мм, доля байпасных потоков составляет около 33%.

## Литература

- [1] Мартыненко О.Г. Справочник по теплообменникам. М.: Энергоатомиздат. 1987. 352с.
- [2] Никифоров А.Д. Точность в химическом аппаратостроении. М.: «Машиностроение». 1969. 216с.
- [3] ГОСТ Р 53677-2009 Нефтяная и газовая промышленность. Кожухотрубчатые теплообменники.
- [4] Standards of Tubular Heat Exchanger Manufacturers Association, 9<sup>th</sup> ed., TEMA. New York. 2007.

## СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССА ГАЗОФРАКЦИОНИРОВАНИЯ МЕТОДОМ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ

Чуракова С.К., Мусина Г.Ф.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: musina.guzel@mail.ru

Перед нами была поставлена задача расчетного анализа работы системы взаимосвязанных колонн К-401, К-402 установки ГФУ ОАО «Перьмнефтеоргсинтез». Обе колонны К-401 и К-402 на данный момент эксплуатируются в режиме дезанизации СПБТ, как система колонн со взаимосвязанными потоками, образующих одну простую колонну,

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

дистиллятным продуктом которой является газ деэтанализации, остаточным продуктом – деэтанализованная фракция ППФ. Колонна К-402 является неполной укрепляющей, а К-401 неполной отгонной колонной.

На первом этапе нашего исследования было проведено предварительное математическое моделирование существующего варианта работы. Технологический расчет колонн производился по программе, разработанной в УГНТУ в основу которой заложен модифицированный метод релаксации (метод конденсации-испарения). Метод основан на расчете процесса однократного испарения (ОИ) на каждой ступени с учетом реального отклонения потоков тепла и массы от теоретически равновесных с учетом тепло-массообменного КПД. Критериями моделирования являлось совпадение: температурного профиля, расходов всех внешних потоков, тепловых нагрузок по аппарату и качества продуктов разделения.

Результаты математического моделирования показали, что:

- в колонне К-402, работающей в качестве укрепляющей секции очень низкие КПД (на уровне 0.2) и она работает неудовлетворительно;
- в колонне К-401, работающей в качестве отгонной секции 15 существующих тарелок работают с хорошим КПД (на уровне 0.7);
- разделительная способность системы взаимосвязанных колонн оценивается 13 теоретическими тарелками, при этом разделительная способность отгонной секции (колоны К-401) составляет 10 теоретических тарелок, то есть значительно выше, чем разделительная способность укрепляющей секции (колоны К-402).

На второй стадии расчетных исследований методом математического моделирования был рассмотрен вариант модернизации существующей системы взаимосвязанных колонн, который предусматривал реализацию процесса деэтанализации в одной колонне (К-401) после замены существующих тарелок на перекрестноточную насадку.

**Табл. 1.** Углеводородный состав сырья колонны деэтанализации СПБТ (К-401)

Углеводородный состав	% масс.	∑% масс.
Метан	0.49	0.49
Этан	6.79	7.28
Пропан	91.87	99.15
Пропен	0.03	99.18
Бутен-1	0.68	99.86
Изобутан	0.11	99.97
<i>n</i> -Бутан	0.03	100.00

**Табл. 2.** Углеводородный состав дистиллята и остатка системы взаимосвязанных колонны К-401 и К-402

Углеводородный состав	Этановая фракция		Деэтанализованная СПБТ	
	% масс.	∑% масс.	% масс.	∑% масс.
Метан	4.58	4.58	0	0
Этан	56.19	60.77	0.87	0.87
Пропан	39.22	99.99	98.18	99.05
Пропен	0.01	100.0	0.03	99.08
Бутен-1			0.76	99.84
Изобутан			0.12	99.96
<i>n</i> -Бутан			0.04	100.00

Согласно анализу литературных данных внедрение перекрестноточных насадочных устройств в процессах газофракционирования позволяет повысить разделительную способность колонн и реализовать энерго-ресурсосберегающие технологии разделения [1-3].

Расчетный углеводородный состав сырья и продуктов разделения представлен в табл. 1 и 2. Параметры предполагаемого технологического режима представлены в табл. 3.

Проведенный нами расчетный анализ показал, что при условии модернизации колонны К-401 с заменой 15 существующих контактных устройств на перекрестноточные насадочные контактные модули возможна реализация режима дезтанизации в одной колонне К-401.

**Табл. 3.** Параметры технологического режима К-401 – колонны дезтанизации СПБТ (сжиженных углеводородных газов)

Наименование показателей	Значение
Избыточное давление на верху колонны К-1, ата	19.9
Избыточное давление в емкости орошения, ата	19.7
Температура, °С:	
Ввода сырья в колонну	25
На верху колонны	30
В емкости орошения	16
В низу колонны	52.7
Расходы, т/ч	
Потока сырья в колонну К-1	12.5
Острого орошения	2.8
Кратность острого орошения, кг/кг	2.09
Отборы, т/ч:	
Этановая фракция	1.34
Дезтанизованная СПБТ	11.16
Теплоподвод, Мкал/ч:	
В кипяильнике	590
Теплосъем, Мкал/ч:	
В конденсаторе-холодильнике	214

### Литература

- [1] Боков А.Б., Богатых К.Ф. Технология выделения пропана в сложной колонне с перекрестноточными насадочными контактными модулями. Материалы 6 международной конференции по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия -2002». Нижнекамск. 2002. С.60-62.
- [2] Костюченко В.П., Чуракова С.К. Обоснование необходимости реконструкции колонны стабилизации гидроочищенного бензина на насадочный вариант работы. «Современное состояние процессов переработки нефти». Уфа: Изд-во ГУП ИНХП. 2004. С.145-147.
- [3] Багаутдинова С.И., Тыбеева Р.Н., Чуракова С.К., Богатых К.Ф. Совершенствование системы разделения углеводородных газов на основе перекрестноточных насадочных контактных устройств. Матер. Междунар. научно-технич. конф. 2010 г. Уфа: Издат. УГНТУ. 2010.

### МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССООБМЕНА МЕЖДУ ДРОЖЖЕВОЙ КЛЕТКОЙ И БРАЖКОЙ

Черепов С.В., Короткова Т.Г., Константинов Е.Н.

Майкопский государственный технологический университет. E-mail: [porova@maykop.ru](mailto:porova@maykop.ru)

Кубанский государственный технологический университет. E-mail: [intrel@kubstu.ru](mailto:intrel@kubstu.ru)

Клеточные мембраны обладают избирательной проницаемостью. Через них медленно диффундируют глюкоза, аминокислоты, жирные кислоты, вода и спирт. Сами мембраны активно регулируют этот процесс, пропуская одни вещества, а другие нет. Вещества могут

*Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания*

проникать в клетку под действием осмотических сил, путем диффузии, ультрафильтрации и без энергетических затрат [1]. Коэффициенты проницаемости некоторых веществ приведены в [2].

Общепринято считать, что лимитирующим процессом переноса вещества в клетку и из нее является сопротивление клеточной мембраны. Перенос вещества внутри клетки в различных частях ее осуществляется со значительно большей скоростью и сопротивлением этого переноса можно пренебречь. С учетом этого в соответствии с понятием проницаемости  $P$  запишем уравнение материального баланса для извлечения вещества из клетки в наружный раствор за промежуток времени  $d\tau$

$$P(C - C_f)4\pi R^2 d\tau = -\frac{4}{3}\pi R^3 dC, \quad (1)$$

где  $C$  – концентрация извлекаемого вещества в клетке;  $C_f$  – равновесная концентрация на границе клетка – раствор,  $\tau$  – время,  $R$  – радиус клетки.

Для моделирования в первом приближении принято, что клетка имеет шарообразный вид. Реальную геометрию клетки в дальнейшем нетрудно учесть.

Из уравнения (1) имеем

$$\frac{dC}{d\tau} = -P(C - C_f)\frac{3}{R}. \quad (2)$$

При моделировании принято, что начальная концентрация раствора  $C_{f0} = 0$ . Ее изменение во времени определяется уравнением (3)

$$\int_0^{C_f} dC_f = -\int_{C_0}^C \frac{V}{V_{жс}} dC. \quad (3)$$

где  $V$  – объем дрожжевых клеток,  $V_{жс}$  – объем наружной жидкости.

С использованием уравнений (2) и (3) получено

$$\frac{dC}{d\tau} = -P\left(C - \frac{V}{V_{жс}}(C_0 - C)\right)\frac{3}{R}. \quad (4)$$

Разделяя переменные и интегрируя в пределах от 0 до  $\tau$  и от  $C_0$  до  $C$ , получим

$$C = C_0 B + C_0(1 - B)\exp\left(-\frac{3P}{R}\tau\left(1 + \frac{V}{V_{жс}}\right)\right), \quad (5)$$

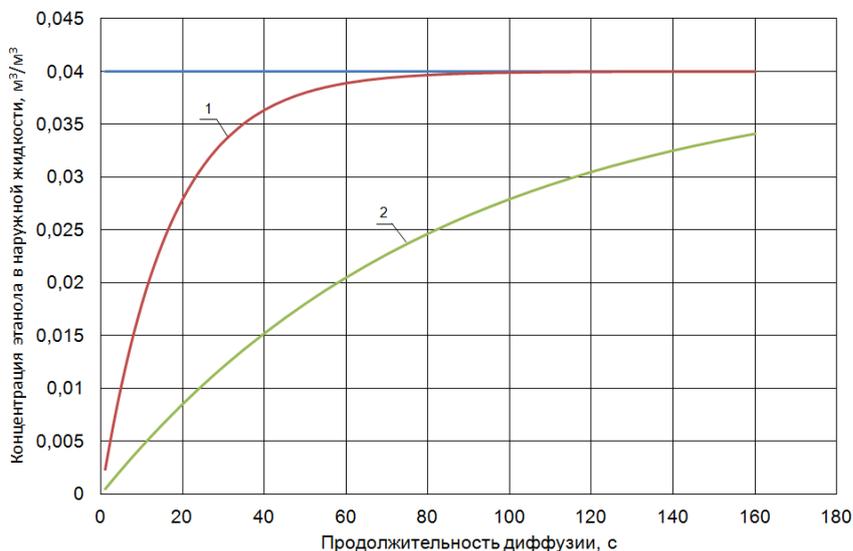
где  $B = \frac{V}{V_{жс} + V}$ .

Полученное уравнение (5) может быть идентифицировано по экспериментальным данным и проницаемость  $P$  определена как параметр идентификации. Для иллюстрации с использованием уравнения (5) выполнены расчеты для экстракции этанола из дрожжевых клеток водой при  $R = 4 \cdot 10^{-6}$  м; начальной концентрации этанола в дрожжевой клетке  $C_0 = 0,08$  об. дол. Для случая, когда объем всех дрожжевых клеток равен объему наружной жидкости  $V_{жс} = V$  с использованием двух значений проницаемости  $P = 4 \cdot 10^{-8}$  и  $P = 10^{-9}$  м/с, порядок которых взят по литературным данным. По известным значениям

концентраций в дрожжевой клетке  $C$  из материального баланса найдены концентрации в наружной жидкости  $C_{жс}$ .

$$C_{жс} = \frac{V}{V_{жс}}(C_0 - C). \quad (6)$$

Результаты моделирования представлены на рисунке.



$$1 - P = 4 \cdot 10^{-8} \text{ м/с}; 2 - P = 10^{-9} \text{ м/с}$$

**Рисунок.** Зависимость концентрации этанола в наружной жидкости от времени

Таким образом, чем меньше величина проницаемости  $P$ , тем медленнее происходит процесс насыщения жидкости. Из уравнения (5) и из физического смысла процесса следует, что при  $V_{жс} = V$  и  $C_0 = 0,08$  об. дол. общей асимптотой для обеих кривых является концентрация наружной жидкости, равная  $0,04 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Для вариантов, представленных на рисунке, а именно, при  $P = 4 \cdot 10^{-8} \text{ м/с}$  (кривая 1) процесс извлечения заканчивается практически за 80 с, а для  $P = 10^{-9} \text{ м/с}$  за 400 с (кривая 2). Учитывая, что продолжительность процесса брожения в зависимости от расы дрожжей составляет 2-3 суток, т.е. порядка 250000 с, а характерное время массопередачи порядка 100 с, то массопередача является быстрой стадией, а лимитирующей – скорость биохимического процесса брожения, а концентрация жидкости близка к равновесной.

### Литература

- [1] <http://www.medical-enc.ru/15/pronicaemost.shtml>
- [2] Давыдова Е.В., Коваленко И.Ф., Гордиенко О.И. Влияние температуры и блокатора белковых каналов на коэффициенты проницаемости мембран дрожжей *Saccharomyces cerevisiae* для воды и криопротекторов. *CRYOBIOLOGY*. 2009. Вып.10. №878.

## РАСЧЕТ НАСАДКИ ВАКУУМНОЙ КОЛОННЫ РАЗДЕЛЕНИЯ МАЗУТА

Соломин А.В., Осипов Э.В., Теляков Э.Ш., Сайрутдинов Ф.М.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: andrei-solomin@mail.ru

Разделение мазутов проводится под вакуумом, за счет этого удается снизить требуемую температуру нагрева мазута до допустимых пределов и исключить (снизить) процессы термического разложения тяжелых углеводородов, содержащихся в мазуте. Вакуумная колонна представляет собой сложную ректификационную колонну, работающую по принципу создания парового орошения за счет однократного испарения сырья. Поэтому количество, состав и расход отбираемых продуктов, а также разделительная способность колонны могут рассматриваться как ограничения, накладываемые на работу ВК. Тогда в качестве параметров, определяющих работу ВСС, следует принять долю отгона сырья, а также давление и температуру верха ВК.

Температура нагрева сырьевого потока определяет интенсивность процесса термодеструкции этого потока, что позволяет определить выход и состав газов разложения. Компоненты газов разложения практически не попадают в продукты разделения и полностью переходят в ПГС.

В инструкции по эксплуатации моделирующей программы Pro-II (фирма Simulation Sciences Inc.USA) приведены зависимости для определения расходов газов разложения (1) и газов натекания (2) для вакуумных колонн установок АВТ [1]:

$$G_1 = 2,86 \cdot 0,15 \cdot \exp[0,0495 \cdot (T_c - 385)] \cdot F_m \quad (1)$$

$$G_2 = 2,72 \cdot [0,151 \cdot F_m]^{0,5} \quad (2)$$

где  $G_1$  и  $G_2$  – расход газов разложения и газов натекания (кг/час) соответственно,  $F_m$  – расход питания вакуумной колонны (н.м<sup>3</sup>/час),  $T_c$  – температура нагрева сырья в трубчатой печи (°C).

В настоящее время в вакуумных колоннах разделения мазута широко используются насадочные контактные устройства взамен старой конструкции с отбойными перегородками или ситчатыми тарелками и поддерживающими кольцами. Насадка подбирается исходя из типа процесса и его рабочих параметров.

**Диаметр колонны.** Диаметр колонны оценивают по диаграмме нагрузки. На приведенном графике 1 показана зависимость максимального фактора нагрузки  $c_{G,max}$  от параметра потока  $\psi$  [2].

$$c_G = w_G \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} = \frac{F_{factor}}{\sqrt{\rho_L - \rho_G}} \quad (3)$$

$$\psi = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (3)$$

$$F_{factor} = w_G \sqrt{\rho_G} = 0,002533g \sqrt{\frac{T}{M_p}} \quad (4)$$

где  $c_G$  – фактор нагрузки (м/с),  $w_G$  – поверхностная скорость газа (по отношению к пустой колонне) (м/с),  $\rho_G, \rho_L$  – плотности газа и жидкости соответственно (кг/м<sup>3</sup>),

$T$  – рабочая температура (К),  $M_p$  – молярная масса (кг/кмоль),  $g$  – нагрузка по газу на метр площади сечения колонны (по отношению к пустой колонне) (кг/(м<sup>2</sup>\*ч)).

Теплофизические свойства паровой и жидкой фаз целесообразнее всего рассчитывать в универсальных моделирующих программах (ChemCad, HYSYS, Pro-II). Максимальной в приведенных выше формулах принята нагрузка при режиме эксплуатации с перепадом давления 12 мбар/м (0,12 кПа/м). Приведенная на графике 1 зависимость построена для насадки MELLAPAK M250Y. Фактор нагрузки  $c_{G,max}$  рассчитывается следующим образом:

$$c_{G,max} = C \cdot c_{G,max}(MELLAPAK M250Y) \quad (5)$$

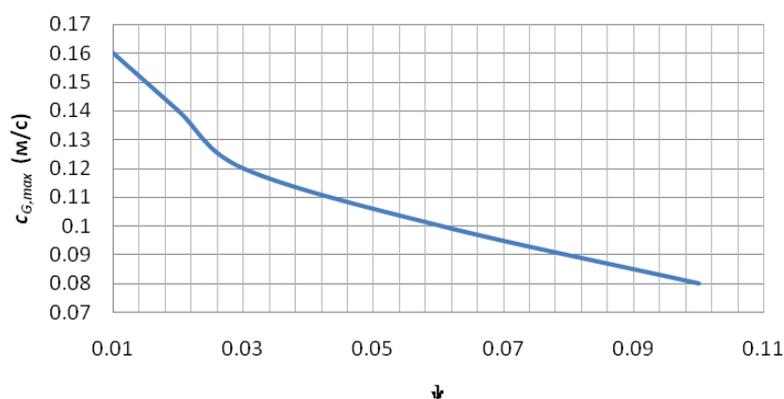


Рис. 1. Зависимость максимального фактора нагрузки  $c_{G,max}$  от параметра потока  $\psi$

Поправочный коэффициент  $C$  для каждого типа насадки свой. Параметр потока можно получить из требуемых гидравлических условий. Максимальный фактор нагрузки  $c_{G,max}$  определяется по рис. 1. На практике  $c_{G,max} = 75 - 80\%$  – это максимальное значение, выбираемое при приближенном расчете. Для новой колонны площадь поперечного сечения [2]:

$$A_c = \frac{G}{g} = \frac{G/3600}{c_G \sqrt{\rho_G(\rho_L - \rho_G)}} \quad (6)$$

а диаметр

$$d_c = \sqrt{\frac{4}{\pi} A_c} = 1,13 \sqrt{A_c} \quad (7)$$

Для модернизируемой колонны расчет ведется в обратном порядке следующим образом. Необходимый фактор нагрузки вычисляется в зависимости от диаметра колонны и расхода газа  $G$  [2]:

$$c_G = \frac{G/3600}{A_c \sqrt{\rho_G(\rho_L - \rho_G)}} \text{ (кг/ч)} \quad (8)$$

Поправочный коэффициент  $C$  можно определить из диаграммы нагрузки с учетом параметра потока, который в свою очередь определяется из требуемых гидравлических условий:

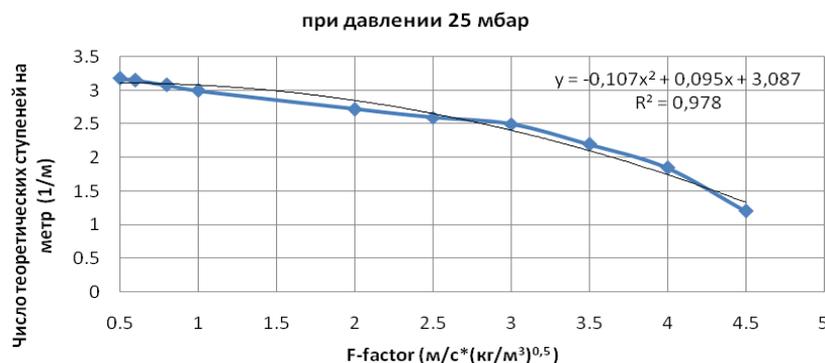
$$C = \frac{c_G}{c_{G,max}} \quad (9)$$

Как правило, выбирается насадка, у которой значение  $C$  на 20% больше расчетного. Таким образом, устанавливается подходящий тип насадки. Этот метод пригоден при следующих ограничениях: вязкость жидкости  $\leq 2 \cdot 10^{-3}$  Па·с; давление  $\leq 2$  бар (0,2 МПа).

**Высота насадки.** Высота насадки зависит от её сепарационных свойств, которые выражаются числом теоретических ступеней разделения на 1 м рабочей высоты колонны (NTSM). NTSM можно найти по диаграммам характеристик. Зависимость числа ступеней от F-фактора показана на рис. 2, который хорошо аппроксимируется формулой:

$$y = -0,107x^2 + 0,095x + 3,087, R^2 = 0,978 \quad (10)$$

где R – величина достоверности аппроксимации, x – F-фактор, y – NTSM.



**Рис. 2.** Зависимость числа теоретических ступеней от F-фактора для насадки MELLAPAK M250Y

Число теоретических ступеней (NTS) лучше рассчитывать в универсальных моделирующих программах, т.к. они обладают широкой базой теплофизических свойств компонентов.

Высота насадки (без запаса надежности):

$$H = \frac{NTS}{NTSM} \quad (11)$$

Таким образом, с помощью уравнений, рассмотренных выше, можно произвести расчет как новых, так и разработать проект реконструкции старых вакуумных колонн установок разделения мазута.

## Литература

- [1] Максимов С.В., Калошин А.И., Карпиловский О.Л. Модернизация вакуумной колонны установки АВТ-6. *Химия и технология топлив и масел*. 2000. №4. С.28-35.
- [2] Сепарационные колонны для дистилляции и абсорбции. *Zulzer-Chemtech*. 2012. 28с.

## О СВЯЗИ МЕЖДУ МАГНИТНЫМИ ХАРАКТЕРИСТИКАМИ N-АЛКАНОВ И ИХ КРИТИЧЕСКИМИ ПАРАМЕТРАМИ

Подъячева К.И., Дезорцев С.В.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: podyachewa.xenya@yandex.ru, dezortsev@rambler.ru

В химической технологии все большее распространение получают методы математического моделирования, которые постепенно вытесняют физический или химический эксперимент. Значительное количество экспериментальных данных о физико-химических свойствах (ФХС) индивидуальных углеводородов позволяет с достаточной эффективностью моделировать различные технологические процессы в нефтепереработке и нефтехимии с применением современных аддитивно-групповых и полуэмпирических методов и программных продуктов, таких как Nусys или Pro II. Основными недостатками этого распространенного подхода являются:

- возможности расчета ФХС только достаточно простых смесей,
- отсутствие обоснованной связи между различными ФХС как индивидуальных химических соединений, так и сложных многокомпонентных систем с неизвестным составом.

Теплофизические свойства углеводородных систем достаточно хорошо изучены. Гораздо меньше внимания уделяется изучению их электромагнитных свойств. В работах Унгера Ф.Г. [1], Доломатова М.Ю. [2-4] и других авторов выявлена связь между числом парамагнитных центров в многокомпонентных органических системах нефтей и нефтепродуктов с такими их физико-химическими свойствами как коксуемость, энергия активации вязкого течения и цветовые характеристики в видимом диапазоне электромагнитного излучения.

Принимая во внимание, что метод электронной абсорбционной спектроскопии основан на взаимодействии изучаемого вещества и электромагнитного излучения в определенном диапазоне длин волн, можно предположить наличие связи между электромагнитными и остальными физико-химическими свойствами вещества. Найдены четкие корреляции между электронными характеристиками и такими физико-химическими свойствами *n*-алканов как молекулярная масса, температура кипения, плотность и т.д. [5].

Целью работы является разработка методов оценки и прогнозирования физико-химических свойств углеводородов и материалов на их основе. В задачи работы входит выявление характера взаимосвязи между основными физико-химическими и магнитными свойствами *n*-алканов.

При выполнении работы использованы справочные данные из [6-8]. Анализируя их, можно сделать вывод о том, что метан является исключением из общего ряда. Таким образом, имеет смысл рассмотрение взаимосвязи между основными физико-химическими и магнитными свойствами *n*-алканов в ряду гомологов C<sub>2</sub>-C<sub>10</sub>.

Рассмотрение связи между критическими параметрами *n*-алканов C<sub>2</sub>-C<sub>10</sub> и их УМВ показывает, что критическая температура связана с магнитными характеристиками эмпирической экспоненциальной зависимостью  $T_{кр} = 8 \cdot 10^7 \cdot e^{-14,067 \cdot x}$  с коэффициентом корреляции R = 0,99.

Для критического давления характерен логарифмический тип зависимости от УМВ:  $P_{кр} = 494,45 \cdot \ln(x) + 107,97$  с коэффициентом корреляции R = 0,99.

Классическая теория объясняет тепловые свойства удельной магнитной восприимчивости на основе статистического рассмотрения системы частиц (атомов, молекул или ионов), обладающих магнитным дипольным моментом и слабо взаимодействующих между собой. Считается, что тепловое движение частиц препятствует ориентации магнитных моментов по полю [9].

Из полученных зависимостей можно сделать вывод, что магнитные свойства *n*-алканов имеют такой же характер связи с их критическими свойствами, как и электронные характеристики [10]. Выявленный характер взаимосвязи между критическими и магнитными свойствами *n*-алканов C<sub>2</sub>-C<sub>10</sub>, а также результаты предыдущих работ [1, 5, 10] позволяют предположить коллективный характер взаимодействия электронов в веществе.

Таким образом, анализ связи между различными ФХС углеводородов позволяет выявить причины отклонений результатов расчета оборудования по имеющимся математическим моделям от результатов расчета на основе прямых измерений в лабораторных или промышленных условиях.

## **Литература**

- [1] Унгер Ф.Г., Андреева Л.Н. Фундаментальные аспекты химии нефти. Природа смол и асфальтенов. *Новосибирск: Наука. 1995.* 192с.
- [2] Доломатов М.Ю., Доломатова Л.А., Карташева В.В., Мукаева Г.Р. и др. Анализ углеводородных систем и продуктов их переработки методом электронной спектроскопии на основе корреляций

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

- спектр – свойство (статья). Материалы 1-го Междунар. форума «Аналитика и Аналитики». Воронеж. 2003. 25с.
- [3] Ярмухаметова Г.У. Разработка и применение метода оценки физико-химических свойств нефтей и нефтяных остатков по цветовым характеристикам. Автореф. дисс. канд. тех. наук. Уфа: УГНТУ. 2009. 24с.
- [4] Долوماتов М.Ю. Химическая физика многокомпонентных органических систем. Часть 1. Физико-химическая теория сложных органических и нефтехимических систем. Уфа: ИПХП АН РБ, УТИС. 2000. 124с.
- [5] Дезорцев С.В., Долوماتов М.Ю., Хабирова А.Р. О связи первых потенциалов ионизации *n*-алканов с их физико-химическими свойствами. Башкирский химический журнал. 2011. Т.18. №1. С.83-85.
- [6] Татевский В.М. Физико-химические свойства индивидуальных углеводородов. М.: Гостоптехиздат. 1960. 412с.
- [7] Ахметов С.А., Гайсина А.Р. Моделирование и инженерные расчеты физико-химических свойств углеводородных систем: учеб. пособие. СПб.: Недра. 2010. 128с.
- [8] Ергин Ю.В., Яруллин К.С. Магнитные свойства нефтей. М.: Наука. 1979. 200с.
- [9] Яворский Б.М., Детлаф А.А. Справочник по физике для инженеров и студентов вузов. М.: Наука. 1968. 940с.
- [10] S.V. Dezortsev, M.Yu. Dolomatov, S.A. Shutkova, D.V. Shuyakovskaya. The Connection Between Electronic Structure and Physical-Chemical Properties of *n*-alkanes (Report I). XVIII International Conference on Chemical Thermodynamics in Russia, Samara, Russian Federation. 2011. Vol.1.P.71-73.

**О ВЛИЯНИИ ПОГРЕШНОСТЕЙ ПРИ ОПРЕДЕЛЕНИИ ВЯЗКОСТИ И ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ НА ТОЧНОСТЬ ТЕПЛОГИДРАВЛИЧЕСКИХ РАСЧЕТОВ**

Лысенков Н.Н., Денисенко И.П., Печенегов Ю.Я.

Балаковский институт техники, технологии и управления, филиал Саратовского государственного технического университета имени Ю.А. Гагарина.

E-mail: irishka.den@mail.ru

Проектирование подогревателей нефти и нефтяных эмульсий часто приходится вести в условиях неполноты сведений о коэффициентах вязкости  $\mu$  и теплопроводности  $\lambda$  нагреваемых продуктов. Поэтому представляет интерес оценить, как влияют неточности определения  $\mu$  и  $\lambda$  на величину коэффициента теплообмена  $\alpha$  и потерю давления  $\Delta P$ , обусловленную преодолением сопротивления трения при течении продуктов в каналах подогревателей.

Анализ проведем для случая течения в трубе, используя уравнение теплообмена [1] для ламинарного режима течения

$$Nu=1,615 \cdot (Pe \cdot D/L)^{1/3} \quad (1)$$

И для турбулентного режима течения при  $Pr > 20$

$$Nu=0,0118 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,3}, \quad (2)$$

где  $Nu=\alpha \cdot D/\lambda$  – число Нуссельта;  $Pe=v \cdot D/a$  – число Пекле;  $Re=v \cdot D \cdot \rho/\mu$  – число Рейнольдса;  $Pr=v/a$  – число Прандтля;  $a=\lambda/(c_p \cdot \rho)$  – коэффициент температуропроводности;  $D$  и  $L$  – диаметр и длина трубы;  $v$  – скорость продукта;  $c_p$  и  $\rho$  – теплоемкость и плотность продукта;  $\nu$  – кинематический коэффициент вязкости ( $\nu=\mu/\rho$ ).

На основании уравнения (1) получим

$$\alpha/\alpha_d=(\lambda/\lambda_d)^{0,667}, \quad (3)$$

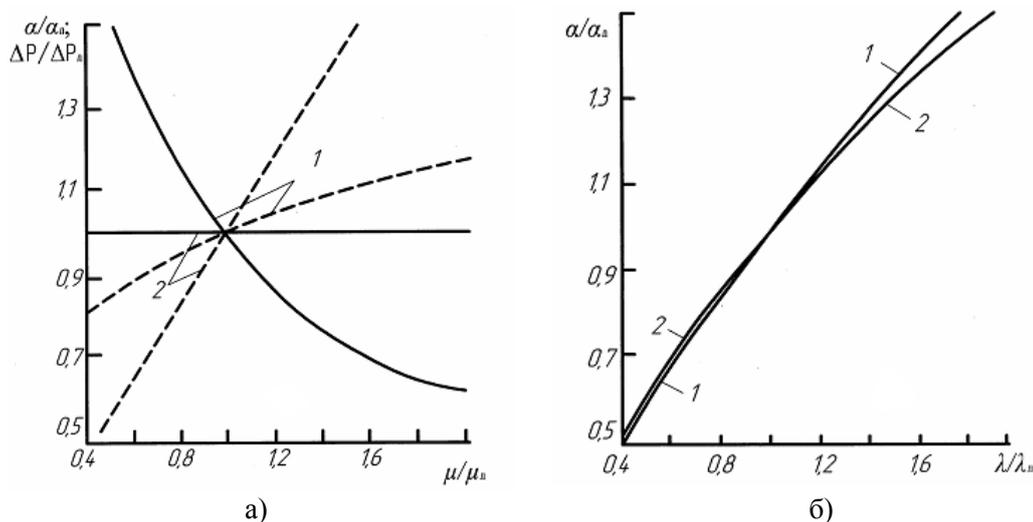
а на основании (2) имеем

$$\alpha/\alpha_d = (\lambda/\lambda_d)^{0,7} \cdot (\mu_d/\mu)^{0,6}, \quad (4)$$

где  $\alpha_d$  – действительный коэффициент теплообмена при действительных значениях  $\lambda_d$  и  $\mu_d$ ;  $\alpha$  – расчетное значение коэффициента теплообмена при принятых величинах  $\lambda$  и  $\mu$ .

С использованием формулы Дарси-Вейсбаха

$$\Delta P = \xi \cdot \rho \cdot v^2 \cdot L / (2 \cdot D) \quad (5)$$



**Рисунок.** Зависимость отношений  $\alpha/\alpha_d$  (сплошные линии) и  $\Delta P/\Delta P_d$  (штриховые) от отношения  $\mu/\mu_d$  (а) и  $\lambda/\lambda_d$  (б): 1 – турбулентный режим; 2 – ламинарный режим

И выражений для коэффициента сопротивления трения

$$\xi = 64 / Re \quad (6)$$

для ламинарного течения и

$$\xi = 0,3164 / Re^{0,25} \quad (7)$$

при турбулентном режиме, для характеристики сопротивления аналогично получим:

$$\Delta P/\Delta P_d = \mu/\mu_d \text{ – ламинарный режим;} \quad (8)$$

$$\Delta P/\Delta P_d = (\mu/\mu_d)^{0,25} \text{ – турбулентный режим;} \quad (9)$$

Выражение (3), (4), (8), (9) позволяют оценить погрешность определения в расчетах  $\alpha$  и  $\Delta P$  при отклонении  $\lambda$  и  $\mu$  продукта от действительных их значений.

Графическая интерпретация названных выражений приведена на рисунке.

Можно видеть, что для турбулентного режима течения величины  $\alpha$  и  $\Delta P$  относительно устойчивы к небольшим ошибкам в определении  $\lambda$  и  $\mu$ . Для часто реализуемого в подогревателях нефти ламинарного режима течения  $\Delta P \sim \mu$  ошибка в определении  $\mu$  приводит к такой же относительной ошибке при расчете  $\Delta P$ . Теплообмен в этом случае от вязкости не зависит и ошибки в определении  $\mu$  никак не сказываются на точности расчета коэффициента теплообмена.

## Литература

- [1] Маслов А.М. Аппараты для термообработки высоковязких жидкостей. Л.: Машиностроение. 1980. 208с.

## РАСЧЕТНАЯ СХЕМА ВАКУУМНОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Калинкин В.В., Осипов Э.В., Хоменко А.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: k.a.l.i.n.i.s.h@mail.ru

Основными элементами ректификационного агрегата, работающего под вакуумом, является собственно ректификационная колонна (РК), конденсационный блок (КБ) и вакуум-создающая система (ВСС). Связь между указанными элементами осуществляется по транспортным трубопроводам (ТТ), характеристики которых заметно влияют на протекание технологического процесса. Таким образом, ректификационный агрегат подпадает под понятие «сложной химико-технологической системы (СХТС)».

В данной статье в качестве примера рассматривается вакуумная ректификационная колонна К-37 цеха № 406 (ОАО «Казаньоргсинез»). На рис. 1 представлена модель вакуумной РК, КБ и ТТ, разработанных с использованием программного пакета ChemCad 5.2 [1].

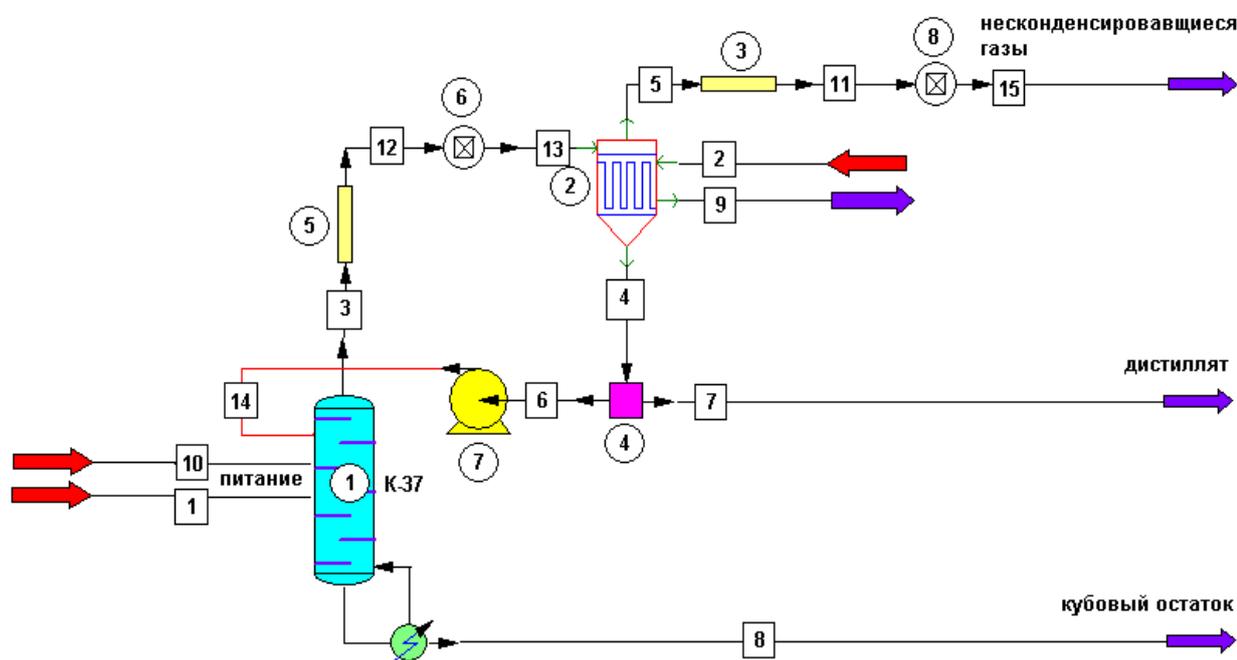


Рис. 1. Модель вакуумной РК, КБ и ТТ.

Обозначения аппаратов: 1 – РК; 2 – КБ; 3,5-ТТ.

Арабские цифры, заключенные в круглую рамку, характеризуют номера аппаратов, а заключенные в квадратные рамки – номера материальных потоков. Моделирование РК (аппарат 1) в данной работе проведено с использованием модуля строгого расчета ректификации TOWER Distillation Column [1], который позволяет проводить расчёт массообменных колонн любого типа. КБ (аппарат 2) моделировался с использованием модуля Heat Exchanger, а в роли ТТ (аппараты 3 и 5) выступал модуль Pipe. В аппарате 1 закреплялась массовая доля альфаметилстирола (АМС) в кубовом остатке (поток 13). Полученные газы разложения через транспортный трубопровод (аппарат 5) поступает в КБ, в котором охлаждаются до заданной температуры.

Несконденсированные газы (поток 12) отводятся по трубопроводу (аппарат 3) на ВСС, а конденсат подаётся на флегмовое орошение (поток 9) и отводится в качестве дистиллята (поток 10).

ВСС осуществляет откачку из ректификационной колонны парогазовой смеси (ПГС), которую не удалось сконденсировать в конденсационных узлах РК. Физико-химический состав газов разложения и температура верха колонны зависят от давления верха колонны,

которое в свою очередь, зависит от давления, создаваемого ВСС и от характеристики коммуникационной системы, связывающую РК и ВСС.

В данной статье ВСС не моделируется, однако зависимость давления верха колонны от давления, создаваемого ВСС можно установить с помощью модуля Pipe (аппарат 3), которой позволяет вводить геометрию трубопровода и рассчитать давление на входе в трубопровод по заданному выходному давлению. Задав давление на входе в ВСС (поток 11), рассчитывается давление потока 6, значение которого контроллером 8 (модуль CONT) присваивается потоку 4. Аналогично, введя в аппарат 5 геометрию соответствующего трубопровода, рассчитывается давление потока 3, значение которого контроллером 6 присваивается верху колонны.

Питание колонны (поток 1) задавалось по данным технологического регламента, а сами компоненты задавались из базы данных программного пакета. Материальный баланс разделения представлен в таблице.

**Таблица. Материальный баланс разделения в РК**

Компоненты	Пришло				Ушло			
	Питание		Дистиллят		Куб. остаток		ПГС	
	кг/час	масс. доля	кг/час	масс. доля	кг/час	масс. доля	кг/час	масс. доля
1	289.50	0.2214	238.7	0.9843	50.8	0.0464	1.1550	0.3655
2	990.80	0.7579	3.8	0.0157	987.0	0.9300	0.0045	0.0016
3	25.00	0.0191	0.0	0.0000	25.0	0.0236	0.0	0.0000
Воздух	2.0	0.0016	0.0	0.0000	0.0	0.0	2.0	0.6329
Итого:	1307.3	1.0000	242.5	1.0000	1062.8	1.0000	3.1595	1.0000

Принятый вариант задания исходных данных обеспечивал на всех этапах моделирования поддержание постоянства составов продуктов разделения, а значит - и постоянство отборов продуктов разделения (следует из балансовых соотношений). Небольшие колебания отборов дистиллята и кубового остатка при смене давления объясняются зависимостью состава ПГС от давления, причем это влияние несущественно из-за малого расхода ПГС. В таблице компоненты смеси обозначены как: 1 – изопропилбензол, 2 – альфаметилстирол, 3 – ацетофенон.

Как уже было отмечено ранее, вакуум в колонне создаёт и поддерживает ВСС, в функции которой входит откачка несконденсировавшийся в части ПГС. Эта часть в основном состоит из газов натекания (поток 2) [2] (атмосферного воздуха), который поступает в систему через атмосферного воздуха, поскольку в любую вакуумируемую систему будет в том или ином количестве поступать внешняя среда через микронеплотности (сварные швы, прокладочные соединения, уплотнения насосов и т.д.).

Невзирая на относительно небольшое количество газов натекания, пренебрегать этим явлением в рассматриваемом случае нельзя, поскольку именно они определяют нагрузку на эвакуационный узел (ВСС). Расчет расхода газов натекания производится из условия, что в период испытания на герметичность оборудования при рабочем давлении  $P_n$  повышение давления за определенный период времени не должно превышать заданного значения:

$$\frac{(P_k - P_n)}{P_n \cdot \tau} = A \quad (1)$$

Тогда количество натекающего воздуха в объект испытания за 1 час при допущении об изотермичности процесса испытания составит:

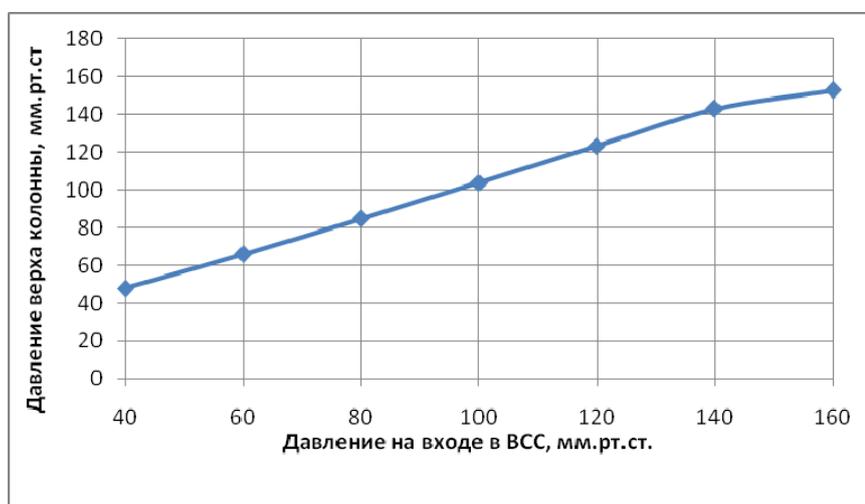
$$\Delta G = V \cdot \frac{M}{22,4} \cdot \frac{A \cdot P_n}{760} \cdot \frac{273}{(273 + t_u)}, \text{ кг/час} \quad (2)$$

**Секция 3 Математическое моделирование процессов абсорбции, ректификации, экстракции, контактного теплообмена и пылеулавливания**

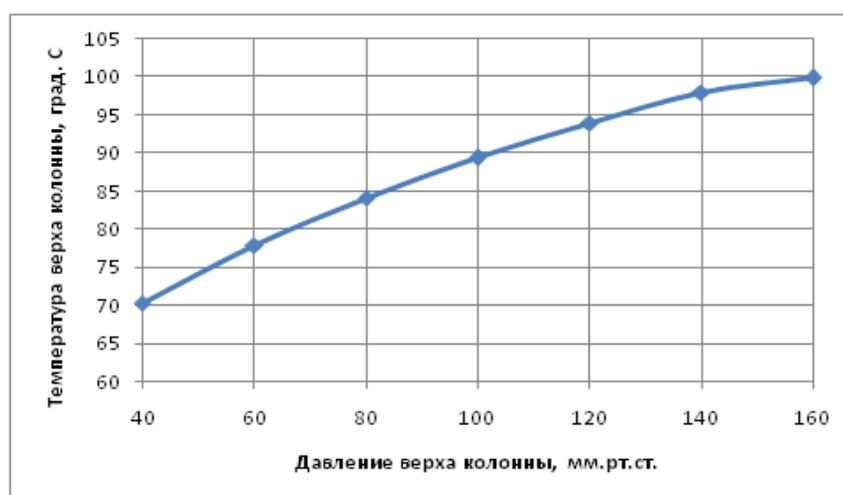
В уравнениях (1) и (2)  $P_k$  и  $P_n$  – давления в конце и начале периода испытаний соответственно,  $\tau$  – продолжительность испытания,  $\Delta G$  – расход газов натекания,  $V$  – суммарный объем вакуумируемого оборудования,  $M$  – молекулярная масса откачиваемого газа,  $t_u$  – температура среды в период испытаний.

Вторым источником образования в системе неконденсируемых газов является термическое разложение кубового продукта. Этот процесс определяется температурой нагрева кубового продукта и, следовательно, зависит от давления в ректификационной системе. Также температура нагрева кубового продукта зависит от остаточного давления верха вакуумной колонны и гидравлического сопротивления контактных устройств, а также от природы исходного перерабатываемого сырья. Кинетика процесса термической деструкции для многих процессов разделения (например, для ВК установок первичной перегонки нефти) достаточно хорошо изучена.

На рис. 2 показана зависимость давления верха вакуумной колонны от давления на входе в ВСС.



**Рис. 2.** Зависимость давления верха колонны от давления на входе в ВСС



**Рис. 3.** Зависимость температуры нагрева кубового продукта от давления верха колонны

Как видно из рис. 2, разность между давлением верха колонны и давлением на входе в ВСС (суммарное гидравлическое сопротивление ТТ и КБ) уменьшается. Это можно объяс-

нить тем, что при понижении давления в колонне увеличивается выход легкокипящих компонентов в ПГС (поток 5), что увеличивает суммарный расход ПГС, повышая тем самым сопротивление коммуникационных трубопроводов и конденсационного блока. Это обстоятельство должно учитываться при проектировании новых, а так же разработке проектов реконструкции ВСС.

На рис. 3 показана зависимость температуры нагрева кубового продукта от давления верха колонны.

Из рис. 3 видно, что при повышении давления с 40 до 160 мм рт.ст температура в кубе повышается более чем на 70% (с 70 до 100 °С). Таким образом, можно сделать вывод о том, что наиболее оптимальным давлением для данной системы является  $P = 40$  мм рт.ст.

Синтезированная в программном пакете ChemCad математическая модель вакуумного ректификационного агрегата позволяет рассматривать такую СХТС как единое целое, но в то же время имеется возможность рассматривать каждый элемент по отдельности. Разрабатываемый подход может быть использован для решения и других задач. В частности нами проводился подбор ВСС для откачки газов из нескольких ректификационных колонн с учетом гидравлической характеристики коммуникационной сети, а также для решения задачи устойчивости СХТС при возможных колебаниях режимов её работы.

## **Литература**

- [1] ChemCad, ver. 5.2. User's manual. Chemstations inc. 2002.
- [2] Осипов Э.В., Поникаров С.И., Теляков Э.Ш. Системное моделирование установок вакуумной ректификации. *Бутлеровские сообщения*. 2011. №20. С.84-88.

## **РАСЧЁТНАЯ СХЕМА ЦЕХА ПО ПЕРЕРАБОТКЕ ОТХОДОВ ПРОИЗВОДСТВА ФЕНОЛА-АЦЕТОНА**

Осипов Э.В., Сайрутдинов Ф.М., Теляков Э.Ш.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: lipogi@mail.ru

Отделение по переработке отходов основного производства фенола-ацетона включает в себя узел переработки углеводородной фракции с целью извлечения из неё изопропилбензола (ИПБ) и альфа-метилстирола (АМС). Данное производство включает в себя 6 ректификационных колонн, 5 из которых работают под вакуумом. Для создания и поддержания вакуума в каждой из ректификационных колоннах используются многоступенчатые парожекторные насосы (ПЭНы).

Основные недостатки ПЭНа были рассмотрены в [1]. При реконструкции была поставлена задача замены ПЭНов на новое поколение энергосберегающих и экологически чистых вакуумсоздающих систем (ВСС), которые позволили бы снизить эксплуатационные затраты на процесс создания и поддержания вакуума, а также уменьшить образование химзагрязнённых стоков. Упрощенная технологическая схема реконструкции ВСС отделения представлена на рис. 1.

Для выработки рекомендаций по реконструкции отделения было проведено обследование существующих режимов работы всех ректификационных колонн отделения. Основная задача обследования заключалась в измерении профилей температур и давлений по тракту движения откачиваемых газов от ректификационной колонны до ВСС. Эти измерения относятся к наиболее точным и информативным, поскольку именно данные параметры состояния системы определяют условия формирования парожидкостного равновесия в конденсационных узлах установки.

При этом точки отбора давления выбирались, по возможности, ближе к месту выхода парогазовой смеси из ректификационной колонны (шлемовая линия), из узлов дефлегмации и от места входа ПГС во всасывающий патрубок ПЭНа. Измерения давления проводились

образцовым вакуумметром, который был подвергнут метрологической поверке и отвечал требованиям по точности измерения. Замеренные параметры сравнивались с данными технологических регламентов и показаниями стационарных измерительных приборов (производственных).

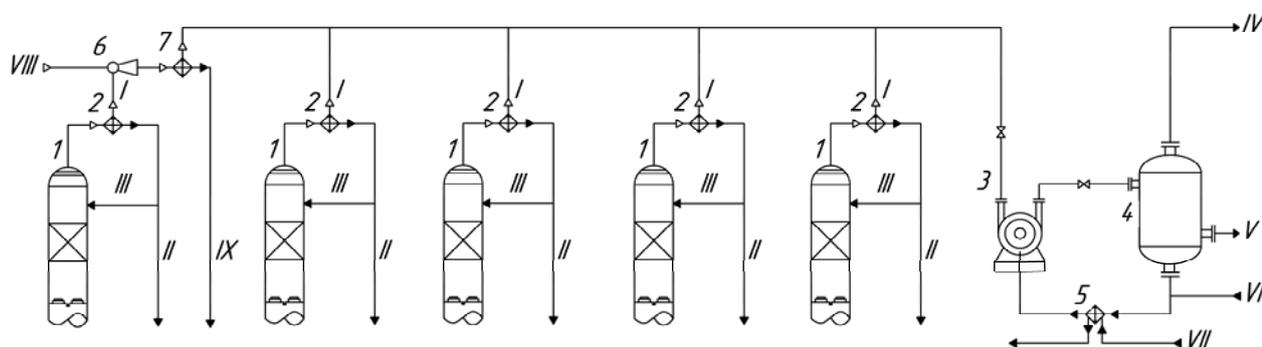


Рис. 1. Расчетная схема для исследования ВСС цеха переработки отходов производства фенола и ацетона (Chem Cad)

**Обозначения:** 1 – ректификационные колонны; 2 – дефлегматоры; 3 – жидкостно-кольцевой вакуумный насос; 4 – сепаратор газ - жидкость; 5 – теплообменник для охлаждения рабочей жидкости ЖКВН; 6 – предвключенный паровой эжектор; 7 – конденсатор; I – несконденсированные пары; II – дистиллят; III – флегма; IV – углеводородный газ (выхлоп); V – отводимая углеводородная фаза (балансовый избыток); VI – рабочая жидкость; VII – оборотная вода; VIII – водяной пар; IX – сконденсированные водяные пары.

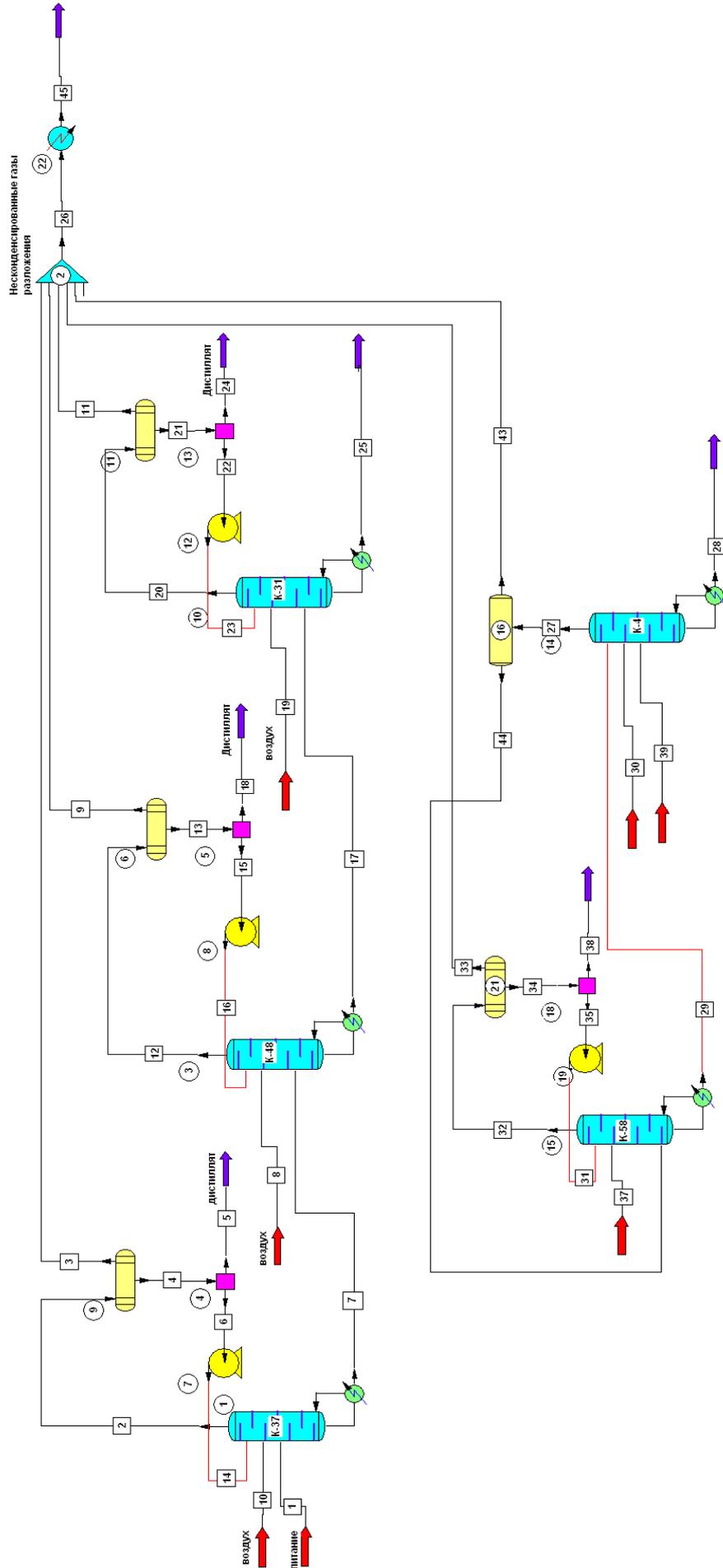
Остаточное давление, развиваемое конкретным ПЭНом, зависит от расхода ПГС и определяется характеристикой  $P$  (давление) –  $Q$  (расход). Характеристики ПЭНов принимались по проектным данным, имеющимся на заводе. Дополнительная информация была получена из каталогов на парожекторное оборудование. Результаты обследования представлены в таблице.

Сравнивая данные обследования, представленные в таблице, с паспортными характеристиками ПЭНов можно сделать вывод, что ВСС колонн К-31 и К-48 работают в области перегрузки [2], что объясняется высокой температурой конденсации конденсационных блоков.

В качестве концептуальной идеи реконструкции было выдвинуто предложение об использовании в качестве ВСС единой вакуумсоздающей станции гидроциркуляционного типа на базе ЖКВН. Аналогов использования подобного решения для крупномасштабных промышленных установок в отечественной практике нет. Однако в процессе проектирования встала задача определения количества несконденсированных газов для определения совокупной мощности ВСС. Непосредственное измерение расхода и состава откачиваемой ПГС на действующих установках практически неосуществимо, поэтому эта задача решалась путем проведения численного эксперимента на синтезированной в программном пакете ChemCad расчётной модели цеха.

Таблица. Результаты обследования технологического объекта

Номер колонны	Давление в шлемовой линии, мм. рт. ст.	Температура конденсации, °С	Расход газов натекания, кг/час
К-4	14	40	3,21
К-58	22	35	4,6
К-37	65	45	3,95
К-48	100	55	2,18
К-31	Более 100	70	2,58



**Рис. 2.** Расчётная схема цеха по переработке основного производства фенола-ацетона.  
 Обозначения: 1,3,10, 15, 14 – ректификационные колонны; 6, 9, 11, 16, 21 – парциальные конденсаторы; 7,8, 12, 14, 19 – насосы подачи флегмового орошения; 4, 5, 13, 18 – делители потоков.

Установка вакуумной ректификации представляет собой совокупность взаимодействующих между собой и взаимовлияющих друг на друга узлов (аппаратов), связанных технологическими потоками, которая функционирует как единое целое. Таким образом, исходя из определения, данным академиком В.В. Кафаровым [3], подобную установку следует рассматривать как сложную химико-технологическую систему (СХТС).

Расчётная модель представляет собой набор модулей из базы данных программного пакета, которые соединены между собой технологическими потоками. Теплофизические свойства веществ задавались из базы данных программы, а расходные характеристики сырьевых потоков принимались по данным технологического регламента и проведённого обследования. Расчётная схема цеха по переработке основного производства фенола-ацетона представлена на рис. 2.

В расчётной модели цифры, заключенные в круглые рамки соответствуют номерам аппаратов, а заключенные в квадратные – номерам потоков.

Моделирование ректификационной колонны проводилось с использованием модуля строгого расчёта ректификации TOWER Distillation Column [4], который позволяет проводить расчёт массообменных колонн любого типа. В данном модуле задавались значения давления верха колонны и перепада давлений по высоте колонны. Парциальный конденсатор, который формирует флегмовый и дистиллятный потоки, а так же несконденсировавшуюся парогазовую смесь (ПГС), откачиваемую ВСС, моделировался путём набора двух модулей: Flash (модуль однократного испарения) и Divider (делитель потока). В модуле Flash закреплялись температура и давление конденсации (по данным технологического обследования), а Divider разделяет потоки дистиллята и флегмы в заданном соотношении (по данным технологического регламента). База данных программы содержит более строгий модуль расчёта теплообменного оборудования, однако его использование приведёт к усложнению схемы и увеличению времени расчётов, поэтому этот модуль при построении модели не использовался.

Насос подачи флегмового орошения моделировался модулем Pump. Газы натекания (потоки 8, 10, 19, 37, 30) определялись специальным расчётом [1].

Идентификация расчётной модели проводилось путем сопоставления массового расхода дистиллята, полученного в результате моделирования, с данными технологического регламента. Полученные результаты хорошо согласуются с данными регламента, что подтверждает адекватность модели.

Основным предназначением расчётной модели было определение суммарной нагрузки на ВСС. На схеме (рис. 2) этой нагрузке соответствует поток 45, который формируется в парциальных конденсаторах вакуумных колонн и может изменяться в зависимости от температур конденсации в конденсаторах и от давления в колоннах. Результаты численного эксперимента использовались при разработке проекта реконструкции и представлены в [1].

## **Литература**

- [1] Осипов Э.В., Поникаров С.И., Теляков Э.Ш. Реконструкция вакуумсоздающих систем отделения переработки отходов производства фенола-ацетона. *Вестник Казан. технол. ун-та*. 2011. №18. С.193-201.
- [2] Фролов Е.С., Минайчев Е.В., Александрова А.Т. Вакуумная техника: Справочник. М.: *Машиностроение*. 1992. С.309.
- [3] Кафаров В.В., Перов В.Л., Мешалкин В.П. Принципы математического моделирования химико-технологических систем (Введение в системотехнику химических производств). М.: *Химия*. 1974. 344с.
- [4] Зиятдинов Н.Н., Емельянов В.М., Смирнова Л.А. Исследование и проектирование химико-технологических процессов с использованием моделирующей программы CHEMCAD: Учебное пособие. Казань: *Казанский технол. ун-т*. 2001. 84с.

## **ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ МАССООБМЕНА ПУТЕМ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ПРОЦЕССА ОРГАНИЗОВАННОЙ НЕСТАЦИОНАРНОСТИ**

Поникаров А.С., Ахмадуллин И.Р., Князькин А.В., Амирова Л.И., Теляков Э.Ш.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: mahp\_kstu@mail.ru

В настоящее время процессы массообмена широко распространены в нефтехимической промышленности. Особенно следует отметить процесс ректификации, относящийся к наиболее крупнотоннажным и энергоемким. Но ввиду малых КПД разделительных способностей колонн, является целесообразным выявление новых эффектов. Одним из перспективных направлений решения поставленной задачи является использование аппаратов, работающих в режиме контролируемой (организованной) нестационарности.

Организованной нестационарность представляет собой специальный режим работы оборудования, путем внесения в систему контролируемых возмущений (по расходу материальных потоков, по давлениям и т.д.). И она характеризуемых некоторой амплитудой и частотой.

Эффекты организованной нестационарности интенсивно исследовались в (60-70)-е годы 20-го столетия (Соммерфильд Д.Т., Конобеев Б.И., Малюсов В.А. и многие другие авторы). Решение искалось, как правило, экспериментальными способами, в том числе и путем создания специальных конструкций контактных устройств (КУ), обеспечивающих поддержание контролируемой нестационарности, например, за счет управления циклом опорожнения жидкости, удерживаемой на КУ. [5, 6].

В литературе исследовались ранее положительные эффекты, присущие данному режиму работы:

- Повышение движущей силы массообмена, вследствие увеличения разности концентраций на ступенях контакта.
- Снижение энергозатрат на процесс разделения из-за уменьшения необратимых термодинамических потерь.
- Снижение продольного и поперечного перемешивания, а также предотвращение застойных зон.
- Увеличение парожидкостной нагрузки, вплоть до значений близких к критическим значениям, что в свою очередь позволяет повысить производительность аппарата.
- Повышение турбулизации газожидкостного слоя и увеличение степени обновления поверхности межфазного контакта.

Экспериментальные исследования позволили выявить ряд специфических эффектов (как положительных, так и отрицательных), присущих исследуемым режимам. В частности, было обнаружено, что в многотарельчатых колоннах наблюдается быстрое затухание эффектов нестационарности по мере прохождения импульса от точки его создания по любому из внешних контуров воздействия (давление, расход материального потока и т.д.). Данные обстоятельства объясняют причины относительно слабой эффективности ранних экспериментальных исследований.

Многотарельчатая ректификационная колонна с наложенными внешними источниками генерирования организованных возмущений является сложной химико-технологической системой (СХТС), исследование которой должно подчиняться определенной стратегии.

Ранее исследование доказало, что поэлементное исследование СХТС, особенно экспериментальными методами, оказывается малоэффективным, поскольку все элементы системы обладают своими характеристиками, конкретные значения которых устанавливаются только в рамках интегративной характеристики СХТС. Представляется, что только комбинирование численных и экспериментальных исследований может привести к успеху при решении многоуровневых иерархических задач, подобных поставленной.

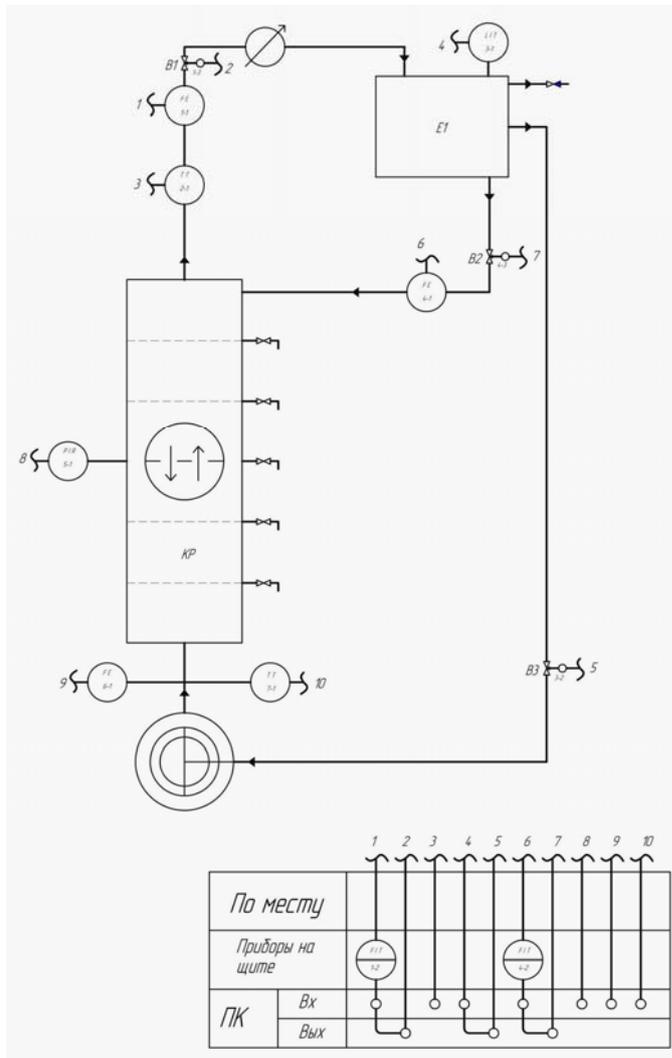


Рисунок. Описание технологической схемы ректификационной установки.

Наиболее оправданным и рациональным подходом при этом является исследование нестационарных режимов (по крайней мере, на первом этапе исследования) приемами математического моделирования. На этом этапе должны быть решены следующие задачи:

- Изучены наиболее значимые факторы, стимулирующие положительные эффекты режимов организованной нестационарности;
- Выявлены закономерности распространения нестационарных циклов (амплитуда, частота) по высоте аппарата, а также факторы, способствующие затуханию (или поддержанию) этих циклов;
- Выбраны уровни направленного генерирования нестационарности в СХТС, а также аппаратные или конструктивные приемы её создания.
- Разработаны рекомендации для аппаратурного и технологического оформления экспериментального этапа исследования.

Следовательно, первым этапом теоретического исследования должна выступать задача разработки математической модели самой СХТС – сложной ректификационной колонны. В отличие от традиционных моделей ректификации обсуждаемая модель должна описывать динамические режимы работы колонны и позволять генерировать в системе организованные возмущения по отдельным контурам управления.

Рассмотрим технологическую схему ректификационной установки (рисунок). Исходная смесь из расходной емкости E1 подается на питающую тарелку ректификационной колонны РК. Стекая по тарелкам жидкость, попадает в куб-кипятильник.

Из кипятильника пары жидкости поступают в нижнюю часть колонны и двигаются навстречу исходной смеси, барботируя через нее и обогащаясь низкокипящим компонентом. Выходя из колонны пары, попадают в дефлегматор Д и конденсируются.

Дистиллят поступает в емкость-разделитель Е1, где разделяется на два потока: одна часть в качестве флегмы возвращается в колонну и стекает по тарелкам вниз, обогащаясь при этом высококипящим компонентом, а другая часть охлаждается и попадает в куб-кипятильник. Имеется возможность снимать пробу продукта из каждой тарелки.

Измерение и регулирование расхода жидкости и рабочих паров производятся при помощи САР расхода газа (жидкости). Контроль температур на установке осуществляется системами САК температуры. Уровень жидкости на емкости Е1 поддерживается с помощью САР уровня жидкости в емкости. Также на емкости Е1 установлена сдувка, для спуска избыточных газов. На колонне установлен интеллектуальный датчик избыточного давления, для снятия показаний давления.

### **Выводы**

На основе математического моделирования и численного эксперимента могут быть выявлены приемы рационального генерирования нестационарности, а также режимы, обеспечивающие положительный эффект от организованной нестационарности. Это, в свою очередь, должно позволить принять решения по направленной постановке физических опытов.

## **СОВРЕМЕННЫЙ ПОДХОД К ИЗУЧЕНИЮ КОНСТРУКЦИИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ**

Калинкин В.В., Хоменко А.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: k.a.l.i.n.i.s.h@mail.ru

В настоящее время, когда IT-технологии внедряются во все сферы деятельности, не вызывает сомнений актуальность использования их в машиностроительной и нефтеперерабатывающей отраслях. На базе IT-технологий можно создать ряд приложений по обучению студентов ВУЗов и специалистов нефтяного и химического машиностроения. Эти программы могут представлять собой методические указания в виде видеуроков, пакета интерактивных обучающих модулей, направленных на получение практических навыков на виртуальных 3D моделях. Освоение данного направления сегодня только начинается, имеется острая необходимость в отечественных разработках.

Так, развитием в этой тематики занимаются такие учреждения, как Уфимский государственный нефтяной технический университет (УГНТУ), Тамбовский государственный технический университет (ТГТУ), Санкт-Петербургский политехнический университет (СПбГПУ). Каждый из перечисленных ВУЗов ведет развитие своей программы или использует популярные программные средства. УГНТУ, например, преуспел в области: трехмерного виртуального тренажера по насосному оборудованию, комплексу программ CS-TEST и тренажеру по техническому освидетельствованию аппаратов [1]; ТГТУ разрабатывает виртуальные модели химико-технологических систем и технологического оборудования, виртуальные модели предприятий [2]; компания СИСТЕМОТЕХНИКА [4] создала модуль СТМеханика в котором представила ряд 3D моделей машин аппаратов; СПбГПУ только начинает разработку программы «Проект OpenMVL»[3].

Для студента механического профиля важно отчетливо представлять конструкцию аппарата и отдельных его частей. На бумажном носителе не всегда удастся наглядно показать устройство и принцип работы сложных аппаратов и их узлов. Компьютерные технологии сегодня позволяют значительно упростить процесс обучения, используя новые

возможности 3D проектирования и визуализации. Конечно, в процессе создания таких учебных комплексов требуется приложить немалые усилия, для получения качественного обучающего продукта.

Для создания обучающего 3D комплекса необходимо:

- Создать точную модель 3D аппарата с учетом всех деталей и их реальных размеров.
- Задать движущимся частям аппарата траектории их движения
- Установить правильную последовательность сборки аппарата
- Задать способы крепления деталей и сборочных единиц
- Воспроизвести анимацию сборки аппарата
- Установить правильную последовательность разборки аппарата
- Воспроизвести анимацию разборки аппарата
- Создать упражнения для тестирования навыков сборки и разборки аппарата
- Создать экспертную систему отслеживающую правильность выполнения сборки или разборки аппарата.

Наша кафедра МАХП КНИТУ также имеет многолетний опыт создания 3D моделей, виртуальных лабораторных установок и электронных учебников.

На примере теплообменника с линзовым компенсатором покажем процесс создания 3D модели аппарата, предназначенной для учебного комплекса. Для его моделирования была выбрана отечественная система проектирования КОМПАС-3D V12, позволяющая достаточно быстро создавать детали аппаратов и их сборки.

Были созданы следующие детали: днища, фланцы, патрубки, обечайки, линзовый компенсатор, опоры, трубные решетки, дистанционные трубки, стяжки, трубки, поперечные перегородки и др.

Сборка производится в следующем порядке:

На первом этапе производится сборка трубного пучка (рис. 1а) на специально оборудованном стенде

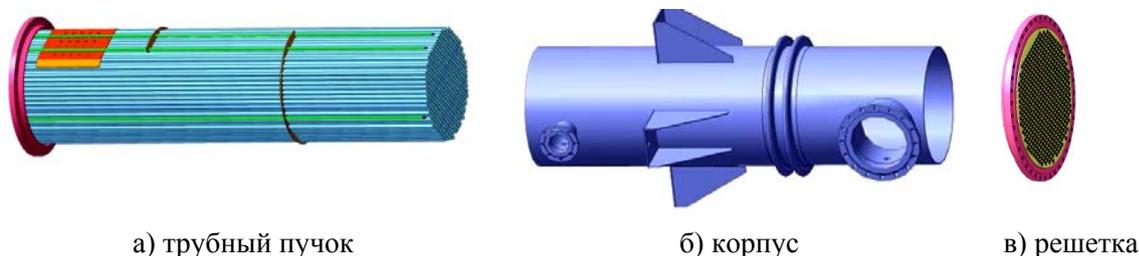


Рис. 1. Сборочные единицы

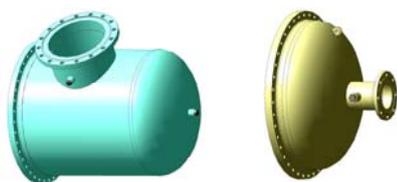


Рис. 2. Сборочные единицы

Полученные детали были собраны в строгом соответствии с последовательностью сборки на предприятии производящим данный вид теплообменника.

Этап сборки трубного пучка подразделяется на следующие действия:

- закрепляется решетка зажимами, в решетку, вставляются стяжки, дистанционные трубки и перегородки
- в каркас вставляются все трубки пучка, развальцовывают с последующей обвалкой.

- устанавливают отбойник, приварив к фланцу или к дистанционным трубкам.

На втором этапе ведется монтаж корпуса (рис. 1б): варят обечайки, штуцера, компенсатор, опоры, ухо, ушко и прочее.

На третьем этапе собирают распределительную камеру (рис. 2а) из: фланца; обечайки; штуцера; бобышки; ушка; уха.

На четвертом этапе собирается крышка (рис. 2б.) из следующих элементов: днища, фланца, штуцера и уха.

После изготовления всех сборочных единиц производится монтаж самого теплообменного аппарата (рис. 3): трубный пучок с помощью лебедки и двух подъёмных кранов втаскивают в корпус; приваривают трубную решетку (рис. 1в) и развальцовывают трубки; на фланцы одевают прокладки и крепят на болтах распределительную камеру и крышку.

Для создания обучающего материала были созданы видеоуроки, демонстрирующие правильную последовательность сборки и разборки аппарата и его составных элементов.

Такой подход позволяет студенту изучить последовательность сборки, и разборки оборудования, просматривая соответствующие видео сюжеты, но не позволяет контролировать усвояемость материала обучаемым, что важно при создании средств дистанционного образования.

Рассмотренные средства САПР (SolidWorks Premium, eDrawings [5] и КОМПАС-3D [6]) трехмерного проектирования ведущих производителей не дают возможности отслеживания правильности осуществления сборки и разборки аппарата. Поскольку о подобном контролирующем модуле не было упомянуто ни одним из вышеуказанных авторов, сотрудниками кафедры МАХП КНИТУ была инициирована разработка программного комплекса, позволяющего нам задавать последовательность сборки и разборки аппарата, а также контролировать правильность действия студентов и оценивать полученные ими знания.



**Рис. 3.** Сборка аппарата

### **Литература**

- [1] [http://elearning.rusoil.net/index.php?option=com\\_content&view=category&layout=blog&id=40&Itemid=49](http://elearning.rusoil.net/index.php?option=com_content&view=category&layout=blog&id=40&Itemid=49)
- [2] <http://www.170514.tstu.ru/ios/>
- [3] <http://dcn.infos.ru/index.php?id=276>
- [4] <http://www.sistemotehnika.ru>
- [5] <http://www.solidworks.ru>
- [6] <http://www.kompas.ru>

