

УДК 66.048.54

Фокин В.С., Павлова В.Г., Данилов Д.Ю.

МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ВЫПАРИВАНИЯ СОЛЕВЫХ РАСТВОРОВ

Постановка цели и задач исследования. Выпаривание растворов отличается разнообразием технологических процессов, протекающих в выпарных установках. Последние, в свою очередь представляют сложную теплотехнологическую систему, состоящую из нескольких взаимосвязанных подсистем, между составляющими которых существуют отношения ранговой подчиненности.

Целью усовершенствования действующих многокорпусных выпарных установок, конструкций выпарных аппаратов является интенсификация протекающих в них процессов и обеспечение получения продукции высокого качества с минимально возможными издержками производства. Качество при выпаривании растворов с кристаллизацией продукта определяется гранулометрическим составом образованных при выпаривании кристаллов соли, а издержки производства – кратностью использования тепла, интенсивностью тепломассообменных процессов, гидродинамической характеристикой выпарных аппаратов и т.д. Поэтому при проектировании выпарных установок для выпаривания растворов необходимо для заданных условий определять оптимальные технологические условия и конструктивные размеры выпарных аппаратов. Оптимальные процессы выпаривания должны обеспечить требуемое качество продукции и минимально возможные эксплуатационные издержки производства, а оптимальные конструктивные размеры выпарных аппаратов – минимальные затраты на их изготовление, транспортировку и монтаж, низкую металлоемкость и высокую надежность.

При решении задачи оптимизации необходимо использовать комплексный системный подход, рассматривающий эту задачу по всем составляющим – технологическим, эксплуатационным, капитальным. Каждая составляющая сама по себе представляет многоуровневую систему, требующую своей оптимизации и имеющую свои критерии, не противоречащие общему критерию.

Поэтому выпаривание растворов с кристаллизацией солей рассматривается как технологическая система, между параметрами которой существует постоянная взаимосвязь. Причем эта связь носит такой характер, при котором возрастание эффективности по одному из параметров может снизить эффективность другого параметра.

Основываясь на системном анализе, применительно к выпарным установкам, можно выделить три уровня иерархии процессов (рис. 1).

При работе выпарного аппарата вопросы циркуляции, теплообмена и кристаллизации (как в объеме раствора, так и на его поверхностях) необходимо рассматривать во взаимосвязи. Так же необходимо учитывать влияние материальных и тепловых связей в многокорпусной выпарной установке на процессы, протекающие в выпарном аппарате, на качество продукта, энергетические затраты на его производство. Только лишь такой подход позволяет получить достоверные результаты, обеспечивающие возможность повышения эффективности работы выпарных аппаратов и установок.

Анализ направлений повышения эффективности процессов выпаривания. Как показывает опыт в области выпаривания растворов, что проблему повышения эф-

фективности протекающих процессов необходимо решать комплексно в следующих направлениях:

- рационализация и оптимизация конструкций выпарных аппаратов и режимов их работы;
- интенсификация процессов циркуляции, теплообмена и кристаллизации;
- оптимизация взаимосвязи оборудования, комплектующего многокорпусную выпарную установку.

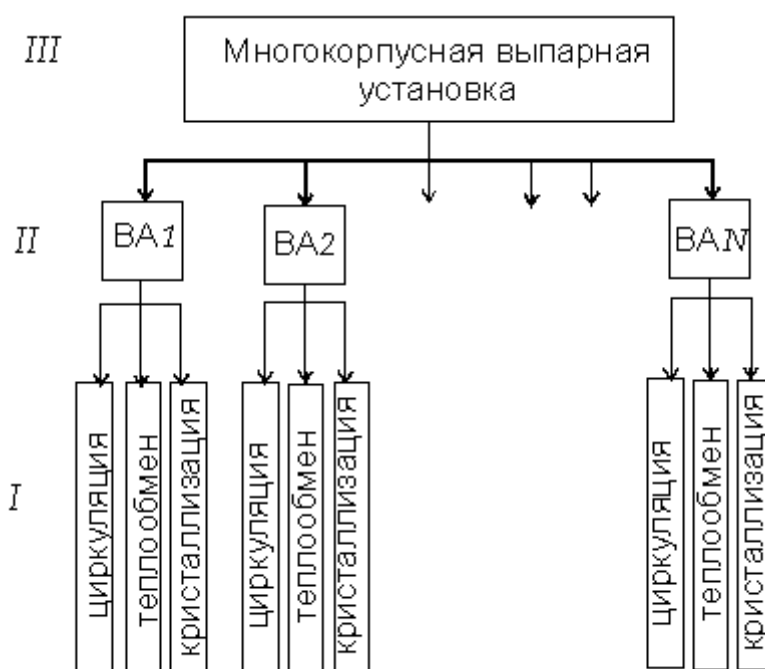


Рисунок 1 – Уровни подчиненности процессов выпарной установки:

I – непосредственно процессы, протекающие в выпарном аппарате (циркуляция, теплообмен, кристаллизация);

II – выпарной аппарат с совокупностью взаимосвязанных процессов;

III – многокорпусная установка как система оптимального проведения процесса выпаривания

Решение этой проблемы требует комплексных знаний закономерностей взаимосвязи процессов, протекающих как в выпарных аппаратах, так и в многокорпусной выпарной установке в целом.

Изучение этих закономерностей возможно только с использованием теоретических методов, экспериментальных и практических данных. При отсутствии достаточной информации их необходимо исследовать в четыре стадии: построение физических и математических моделей; экспериментальное исследование; установление адекватности моделей изучаемому процессу; составление алгоритма расчета оптимального технологического режима выпаривания и оптимальных конструктивных размеров выпарного аппарата.

Моделирование процессов выпаривания. Для моделирования процессов выпаривания необходим подход, основанный на декомпозиции и применении методов системного анализа.

При составлении моделей необходимо исходить из того, что протекающие в выпарной установке и аппаратах процессы являются стохастико-детерминированными.

Поэтому при составлении моделей используются как законы физики, так и типовые модели структурных потоков.

В качестве типовой модели предлагается использовать модель вытеснения, осложненную локальными перемещениями, подчиняющуюся формальному закону диффузии (диффузионная модель). При составлении модели имеют место следующие допущения: в рабочей зоне изменение исследуемого параметра является функцией координат; в данном сечении значение параметров постоянно; скорость потока и коэффициент продольного перемещения являются постоянными по длине и сечению, т.е.

$$\frac{df}{d\tau} = \omega \frac{df}{dx} + D_\ell \frac{d^2 f}{dx^2},$$

где f – исследуемый параметр; τ – время процесса; ω – объемная скорость движения; x – координата; D_ℓ – коэффициент продольного перемещения.

При построении моделей исходили из следующих требований:

- математическое описание моделей должно полно отражать связь между входными и выходными параметрами, характеризующими изучаемые процессы;
- параметры моделей могут быть определены экспериментально;
- для многофазных потоков, в зависимости от типа процесса, модели выбираются как для каждой фазы в отдельности (гетерогенная модель), так и для всего потока (гомогенная модель со средними параметрами).

Зонная модель процесса выпаривания

Анализ работы выпарного аппарата показывает, что процессы, протекающие в нем, это совокупность взаимосвязанных физических явлений, имеющих место в отдельных зонах аппарата, образующих замкнутый циркуляционный контур. Условия протекания этих явлений в каждой зоне зависят от условий их протекания в предыдущей и оказывают влияние на последующую.

В зависимости от задач выпаривания и конструкции выпарных аппаратов можно выделить следующие зоны:

- в аппаратах пленочного типа и с кипением раствора в трубках – это зоны смешения, нагрева, разделения паровой и жидкой фаз;
- в аппаратах с трубой вскипания – это зоны смешения, нагрева, создание переизбытка, разделение паровой, жидкой и твердой фаз, роста кристаллов и гидроклассификации (рис. 2).

При рассмотрении процессов в этих зонах исходили из следующего:

- в зоне нагрева кипение отсутствует; температуры жидкой и твердой фаз одинаковы и изменяются по длине зон;
- в зависимости от цели выпаривания растворов (концентрирование, концентрирование с кристаллизацией солей) в зонах находятся одно-, двух-, трехфазные системы;
- из внешних сил действует только сила тяжести.

Математические модели процессов, протекающих в выпарных аппаратах с трубой вскипания, разработаны для жидкостных суспензий (концентрирование растворов с кристаллизацией солей) и для однородных растворов (только концентрирование растворов, $\beta_m = 0$).

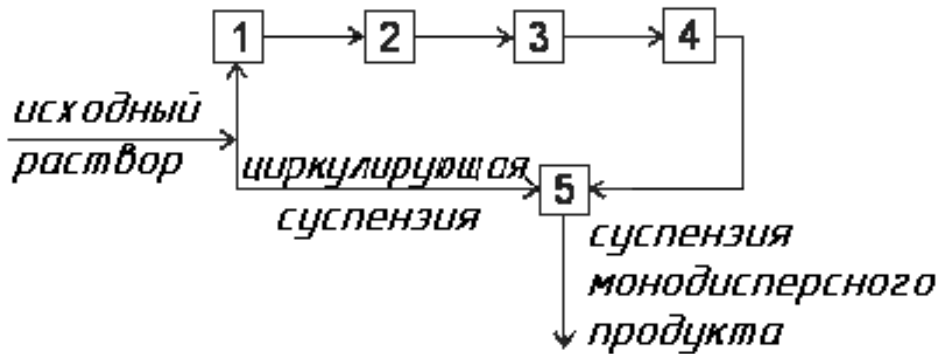


Рисунок 2 – Зонная модель:

1 – зона смешения; 2 – зона нагрева; 3 – зона создания пересыщения; 4 – зона роста кристаллов; 5 – зона гидроклассификации

Зона смешения. В этой зоне происходит смешение исходного раствора (суспензии) с циркулирующим потоком. При этом изменяется концентрация компонентов в потоке, температура потока, а, следовательно, и равновесная концентрация. В зависимости от изменения выше перечисленных параметров в этой зоне наблюдается или частичное растворение мелких кристаллов (перекристаллизация) или их медленный рост.

Математическое описание зоны смешения

Уравнение материального баланса:

$$\begin{aligned}
 G_{\text{ц}} &= G_0 + G_{\text{м}}; & G_{\text{ц}} b'_{\text{ц}} &= G_0 b'_0 + G_{\text{м}} b'_{\text{к}}; & G_{\text{ц}} b_{\text{ц}} &= G_0 b_0 + G_{\text{м}} b_{\text{к}}; \\
 b'_{\text{ц}} &= b'_{\text{к}} - \frac{1}{K_{\text{с}}} (b'_{\text{к}} - b'_0); & b_{\text{ц}} &= b_{\text{к}} - \frac{1}{K_{\text{с}}} (b_{\text{к}} - b_0); \\
 b_{\text{вк}} &= 1 - b'_{\text{к}} - b_{\text{к}} + \frac{1}{K_{\text{с}}} (b'_{\text{к}} + b_{\text{к}} - b_0 - b'_0),
 \end{aligned} \tag{1}$$

где $K_{\text{с}} = \frac{G_{\text{ц}}}{G_0}$ – кратность смешения; G_0 , $G_{\text{м}}$, $G_{\text{ц}}$ – соответственно расход исходного раствора, упаренного раствора и циркулирующего раствора, кг/с; $b_0, b_{\text{к}}, b'_0, b'_{\text{к}}, b_{\text{ц}}, b'_{\text{ц}}$ – соответственно концентрация некристаллизующего и кристаллизующего компонентов в исходном, конечном и циркулирующем растворах, % мас.

Уравнение теплового баланса:

$$G_{\text{ц}} c'_{\text{ц}} t_{\text{ц}} = G_0 c_0 t_0 + G_{\text{м}} c'_{\text{м}} t_{\text{кип}}, \tag{2}$$

где $c_0, c'_{\text{м}}, c'_{\text{ц}}$ – соответственно теплоемкость исходного, упаренного и циркулирующего растворов, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$; $t_0, t_{\text{кип}}, t_{\text{ц}}$ – соответственно температура исходного, упаренного и циркулирующего растворов, °С.

Степень насыщения исходного раствора по одной или нескольким солям относительно упаренного в многокомпонентной системе характеризуется параметром «П».

$$\Pi = R'_0 - R'_ц; R'_0 = \frac{M_B b'_0}{M_C b_{B0}}; R'_ц = \frac{M_B b'_{BK}}{M_C b_{BK}}, \quad (3)$$

где $R'_0, R'_ц$ – отношение количества грамм-молей растворителя к количеству грамм-молей солей соответственно в исходном и циркулирующем растворе; b_{B0}, b_{BK} – соответственно концентрация растворителя в исходном и упаренном растворах, % мас.

$$\Pi = \frac{M_B}{M_C} \left(\frac{b'_0}{b_{B0}} - \frac{b'_{BK}}{b_{BK}} \right), \quad (4)$$

где M_B, M_C – молекулярная масса растворителя и выделившейся соли.

В зависимости от значения параметра «П» в зоне смешения наблюдается или частичное растворение мелких кристаллов (перекристаллизация), или их медленный рост, что приводит к изменению формы кристаллов.

Зона нагрева. В этой зоне раствор (суспензия) или перегревается относительно температуры его кипения при давлении в сепараторе на величину $\Delta t_{пер}$ (греющая камера выпарного аппарата).

Совместное решение уравнений теплового баланса и переноса тепла от стенки греющей трубки к циркулирующей суспензии приводит к соотношению:

– на локальном участке трубки

$$d(\Delta t_{пер}) = \frac{4\alpha_c (t_{ст} - t_{ц}) d\ell_T}{\omega_p c' \rho' d};$$

– в греющей трубке выпарного аппарата (по одной из зависимостей):

$$\Delta t_{пер} = \frac{4K_y \ell_T (t_{гп} - t_{ц})}{2K_y \ell_T + \delta_{ст} \frac{\lambda_p}{\lambda_{ст}} + \frac{d_T}{Nu}}; \Delta t_{пер} = \frac{4\ell_T K (t_{гп} - t_{кип})}{\omega_p c' \rho' d_T + 2\ell_T K}, \quad (5)$$

где

$$K_y = \frac{\lambda_p}{\omega_p c' \rho' d_T}; \quad Nu = \frac{\alpha_c d_T}{\lambda_T}; \quad K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_c}}.$$

Из зависимости видно, что для нахождения величины перегрева раствора необходимо знать величину коэффициента теплоотдачи от стенки греющей трубки к движущейся в ней суспензии.

Зона кипения (труба вскипания). В этой зоне происходит интенсивное испарение растворителя при непрерывном падении давления по высоте трубы вскипания и создается пересыщение жидкой части суспензии по одной или нескольким солям.

Движение кристаллов в зоне кипения осуществляется в пересыщенном растворе, межфазный массо-, теплообмен в котором обусловлен градиентом температур и концентраций.

В связи с тем, что при выпаривании растворов с кристаллизацией солей величина перегрева не превышает $2-3\text{ }^{\circ}\text{C}$, можно считать, что пересыщение в этой зоне создается только за счет уменьшения объема раствора при испарении растворителя.

В связи с тем, что процессы кристаллизации стационарны, т.е. имеют место постоянная степень насыщения и перегрев, содержание твердой фазы и скорость движения, геометрические соотношения элементов циркуляционного контура, провоцирующие разрушения кристаллов, количество кристаллов, выводимых из аппарата, должно быть равно количеству вновь образовавшихся за счет вторичного зародышеобразования в трубе вскипания, т.е. $N_3 = N_e$.

При этом в зоне кипения на образование зародыша будет затрачено соли в количестве:

$$G_{\text{зар}} = G_{\text{т}} \frac{r_{\text{зар}}^3}{\ell_{\text{зар}}^3}.$$

Уравнения материального и теплового баланса для этой зоны имеют вид:

$$G_{\text{ц}} = G_{\text{м1}} + W + G_{\text{зар}}; \quad G_{\text{зар}} = G_{\text{ц}} b'_{\text{ц}} - G_{\text{м}} b'_{\text{ц}};$$

$$G_{\text{ц}} c' T_{\text{и}} = (G_{\text{м1}} c_1 + G_{\text{зар}} c_{\text{т}}) T_{\text{кип}} - G_{\text{зар}} \tau_{\text{кр}} + Wr.$$

Зона разделения фаз и роста кристаллов (сепаратор и обратная циркуляционная труба выпарных аппаратов). В этой зоне имеет место отделение пара от циркулирующего потока и снятие пересыщения раствора при росте кристаллов, поступающих из зоны кипения.

Зона гидроклассификации (гидроклассификатор). В этой зоне происходит разделение кристаллов по размеру и возврат мелких кристаллов в циркуляционный контур выпарных аппаратов для многократного прохождения через зоны нагрева и кипения. Применение гидроклассификатора позволяет выводить из выпарного аппарата монодисперсный кристалл требуемого размера.

Оптимизация технологических процессов выпаривания растворов. При решении задач оптимального проведения процессов выпаривания предусматривали оптимизацию по температурному режиму работы выпарной установки; материальным и тепловым потокам между выпарными аппаратами установки; числу выпарных аппара-

тов и их типам; системе подогрева; использованию тепла конденсата и кристаллизации; условиям, обеспечивающим получение продукта заданного качества при минимальных затратах.

Установление функциональной связи между технологическими, конструктивными характеристиками выпарной установки и экономическими показателями дает возможность наиболее обоснованно выбрать наилучший вариант, определить требуемое направление проектирования. Поэтому наиболее универсальным критерием оценки степени совершенства разработанных процесса и конструкции выпарного аппарата является экономический критерий оптимальности, интегрально отражающий влияние всех параметров на процесс. Таким критерием являются минимальные издержки производства на единицу готовой продукции (выпаренной воды) на стадии выпаривания.

Данный критерий представляет собой линейную функцию со многими переменными:

$$C = C_1x_1 + C_2x_2 + \dots + C_nx_n.$$

Функция цели при этом – минимальное значение данного критерия, что имеет место при минимальных значениях для заданных условий переменных в линейной функции, т.е.

$$C_{\min} = \sum_{i=1}^n (C_i x_i)_{\min},$$

где x_i – расход исходного раствора, пара, воды, воздуха, электроэнергии, поверхности теплообмена, здания; C_i – стоимость 1 кг исходного раствора, пара, 1 м³ воды и воздуха, 1 кВт электроэнергии, 1 м² поверхности теплообмена, 1 м³ помещения, в котором размещается установка.

Затраты на стадии выпаривания растворов представляют собой сумму затрат на непосредственное выпаривание растворов и дополнительное выпаривание вод, образующихся при периодической промывке оборудования от отложений солей на его поверхностях и «заиливания» трубопроводов мелкими кристаллами, а также при отделении соли на центрифугах и фильтрах.

Выводы. Таким образом, решая задачу проектирования выпарного оборудования, мы сталкиваемся со сложной задачей, которая состоит из нескольких составляющих (технологическая, эксплуатационная, экономическая, оптимизационная). Решение задачи в целом возможно лишь при комплексном подходе, учитывающем процессы, протекающие при выпаривании (теплообмен, кипение, циркуляция и кристаллизация), а так же совокупность взаимосвязи физических явлений, имеющих место в отдельных зонах аппарата, образующих замкнутый циркуляционный контур, экономические показатели и оптимальные условия проведения процесса. Условия протекания теплообменных процессов в каждой зоне зависят от условий их протекания в предыдущей и оказывают влияние на последующую. Предложено математическое описание отдельных зон аппарата, что позволяет рассматривать тепломассообмен как в исследуемой зоне, так и выпарном аппарате в целом.

Литература

1. Кафаров В.В., Дорохов И.Н., Кольцова Э.М. Системный анализ процессов химической технологии. – М. Наука, 1983, 345 с.
2. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М., Химия, 1985, 448 с.

УДК 66.048.54

Фокін В.С., Павлова В.Г., Данилов Д.Ю.

**МОДЕЛЮВАННЯ І ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСІВ ВИПАРОВУВАННЯ
СОЛЬОВИХ РОЗЧИНІВ**

Вивчення процесів випарювання розчинів є складним завданням, яке вимагає комплексного підходу. При розгляді даної проблеми необхідно враховувати цілий ряд питань, пов'язаних з взаємозв'язком процесів, що протікають у випарному апараті. У свою чергу випарної апарат є складною системою, яка складає замкнутий контур. Процеси, що протікають в різних зонах апарату, тісно пов'язані між собою і надають взаємний вплив один на одного. У статті надано аналіз процесів в різних зонах апарату і відображено зв'язок між ними.

Fokin V.S., Pavlova V.G., Danilov D.Y.

**MODELLING AND OPTIMIZATION OF PROCESSES OF EVAPORATION
OF SALT SOLUTIONS**

A study of solutions evaporation processes is a difficult task which requires complex approach. Considering this problem it is necessary to take into account a number of questions, related to intercommunication of processes in the evaporator. In turn evaporator is rather difficult system of closed circuit type. Processes which take place in different areas of evaporator are closely associated inter se and give a cross-coupling on each other. In the article the analysis of processes in various areas of evaporator is presented and the connection between them is shown.