

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО
СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

**ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ**

Кафедра «Информатика, автоматизация и управления»

МЕТОДИЧЕСКОЕ УКАЗАНИЕ

для выполнения лабораторных работ по курсу

**«МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ»**

ТАШКЕНТ - 2012 год

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО
СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

**ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ**

Кафедра «Информатика, автоматизация и управления»

МЕТОДИЧЕСКОЕ УКАЗАНИЕ

для выполнения лабораторных работ по курсу

**«МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ»**

ТАШКЕНТ - 2006 год

Данное методическое указание является методическим направлением, для магистрантов Ташкентского химико-технологического института, в изучении курса «Моделирование и оптимизация технологических процессов».

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 1

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ПРОЦЕССА ПАРОВОГО ТЕПЛООБМЕННИКА

Цель работы: Математическое моделирование процесса выпаривание и исследовать её с применением программы MATLAB (MATrix LABoratory – матричная лаборатория).

Ведение

Значительное количество производственных процессов пищевой и химической промышленности осуществляется в емкостном оборудовании. Эти процессы нагрева, охлаждения, смешения жидкостей, разбавления растворов, растворения гранулированных или сыпучих материалов, кристаллизации, отгонки, химические превращения, догрузка и частичная разгрузка, а так же различные комбинации этих процессов.

Как правило, все эти операции протекают в нестационарных температурных режимах.

В каждом конкретном случае лимитирующим по длительности может быть тепловой или массообменный процесс. Как правило, лимитирующие процессы бывают и самыми энергозатратными. Снижение длительности лимитирующих процессов повышает производительность оборудования, снижает энергозатраты и себестоимость продукции.

Теоретические основы и постановка задачи

Интенсивность тепло- и массообменных процессов в жидких продуктах определяется гидродинамической обстановкой в аппарате.

Теплоноситель в трубе может отдавать тепло либо охлаждаясь, либо совершая фазовый переход (конденсируясь). При определенных условиях теплоотдача от теплоносителя в трубе может лимитировать производственный процесс в целом.

Теплоотдача при вынужденном движении теплоносителей в трубах и каналах. Обычно в теплообменных аппаратах один из теплоносителей движется по трубам, с помощью которых чаще всего в технике формируется поверхность теплопередачи. Поэтому для расчета и рациональной эксплуатации теплообменников очень важно знание основных закономерностей переноса теплоты при движении теплоносителя в трубах.

Для получения возможности рациональной организации процесса необходимо иметь четкие указания, которые можно получить путем математического моделирования реальных процессов и аппаратов. Адекватная модель полного процесса теплообмена используя программу «MATLAB» в считанные секунды позволит получить необходимые рекомендации для промышленной организации процесса.

Процесс обогрева водяным паром при его конденсации разделяется на следующие элементарные процессы:

- процесс накопление пара;
- охлаждение его до температуры конденсации;
- образование конденсата;
- теплопроводность через его стенки теплообменника.

Для более детального изучения рассмотрим процесс обогрева водяным паром в вертикальном трубчатом теплообменнике. Пар в паровое пространство передается через сужающее устройство.

Греющая камера представляет собой гидродинамическую емкость. Давление греющего пара в ней по всему общему обычно одинаково. Поэтому при математическом описании по каналу изменения давления можно использовать модель идеального смешения.

Для математического описания расхода пара через сужающее устройство можно воспользоваться следующим уравнением:

$$D = \kappa \sqrt{P_l - P_k} \quad (1)$$

В данном случае коэффициент κ характеризует проходное сечение сужающего устройства (регулирующего органа) и показателей пара (плотность, коэффициент сжимаемости и т.д.).

К теплообмену при идеальном смешении можно отнести элементарные процессы аппаратов, где температуры жидкости по всему объему будут близки. В трубчатых аппаратах входящая жидкость перемешивается со всей жидкостью, находящейся в трубе, поэтому жидкость на выходе из нее имеет температуру, близкую температуре жидкости в трубе. Такой процесс описывается математической моделью с сосредоточенными параметрами. Из уравнения теплового баланса:

$$\frac{dt_k}{d\tau} = \frac{1}{m_k c_k} (Q_0 - Q - \Delta Q) \quad (2)$$

Количество теплоты при накопления пара:

$$Q_0 = Di \quad (3)$$

i – энтальпия пара.

Количество теплоты при приходе пара:

$$Q = D_k c_k t_k \quad (4)$$

D_k – расход конденсата;

c_k – теплоемкость конденсата;

t_k – температура конденсата.

Количество теплоты при расходе конденсата:

$$\Delta Q = \alpha_1 F_1 (t_k - t_c) \quad (5)$$

α_1 – коэффициент теплоотдачи;

F_1 – площадь поверхности стенки теплообменника;

t_c – температура стенки.

Плотность и температура конденсации пара зависят от давления пара в греющей камере.

Температура конденсации водяного пара обычно имеет нелинейную зависимость

$$t_k = f(P) \quad (6)$$

В условиях работы теплообменных аппаратов в химической промышленности ($P = 100 - 600$ кПа) температуру конденсации водяного пара можно определить по уравнению

$$t = 86 + 0,15P, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (7)$$

где P - давление в МПа.

В больших пределах изменения давления t_k можно аппроксимировать логарифмической зависимостью.

Таким образом, процесс в паровом пространстве, можно представить следующим в виде системы уравнений:

$$\left\{ \begin{array}{l} D = \kappa \sqrt{P_n - P_k} \\ \frac{dt_k}{d\tau} = \frac{1}{m_k c_k} (Q_0 - Q - \Delta Q) \\ Q_0 = Di \\ Q = D_k c_k t_k \\ \Delta Q = \alpha_1 F_1 (t_k - t_c) \\ t_k = f(P) \end{array} \right. \quad (8)$$

Как видно, описание динамики процесса конденсации, состоящее из двух описаний аperiодических звеньев, указывает на очень маленькое время переходного процесса. Поэтому в исследование динамики процесса аппаратов этот процесс можно описать моделью усилительного звена и включить в математическую модель более инерционных звеньев.

Порядок выполнения работы

1. Ознакомится основными принципами работы программы MATLAB.
2. Загрузить программу MATLAB.
3. Запускать команду в командном окне программе MATLAB.
4. Создать новое окно в SIMULINK.
5. Построить компьютерный модель процесса.
6. Изменить параметры блоков в соответствии с заданем инструктора.
7. Запустить программу и получить графики.
8. По полученным результатом произвести сравнительный анализ .

Содержание отчета

1. Основными принципами работы программы MATLAB.
2. Структурная схема лабораторного задания на MATLAB.
3. Графики.
4. Сравнительный анализ результатов исследования.

Литература

1. Дворецкий С.И., Егоров А.Ф., Дворецкий Д.С. Компьютерное моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. Тамбов. ТГТУ, 2003.-224 с.
2. Черноруцкий И.Г. Оптимизация в теории управления. С-Петербург, «Издательский дом Питер», 2003. -256 с.
3. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии М.; Химия, 1985. 448с.
4. Бояринов А.И., Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии М.Химия 1975. 575с.
5. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. М. Химия. 1982.

Электронные учебники

1. Математическое моделирование и методы синтеза гибких химических производств. www.muctr.cdu.ru
2. Моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. www.tsti.ru

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 2

МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА ГИДРИРОВАНИЯ

Цель работы: Математическое моделирование процесса гидрирования и исследовать её с применением программы MATLAB (MATrix LABoratory – матричная лаборатория).

Ведение

Одна из задач развития существующего индустриального химико-технологического процесса - выбор вида, сооружений и расчета химического ректора - центральный аппарат в к любому химико-технологическому образцу, который прилагает целый ряд машин и аппаратов, соединенный от различных связей. Известно что, в химической промышленности (теплообменных, массообменных и т.д.) для изучения исследования, расчета и развития химических ректоров используется метод математического моделирования.

Математическая модель - представляет некоторое изображение, упрощенное процесса в реакторе, который это сохраняет самые

существенные свойства реального объекта и их в математической форме.

Математическая модель реактора это достаточно сложная система уравнений, и количественные расчеты на основании этой модели целесообразно проводить, используя электронные вычислительные машины. Правильно разработанная модель химического реактора или химико-технологического процесса позволяет разработать и систему управления реактором или процессом в целом с помощью ЭВМ.

Теоретические основы и постановка задачи

Теплообменный процесс.

Зачет теплообменного процесс в реакторе происходит повешения температуры системы. С увеличением температуры при похождение начинается каталитический процесс насыщение ненасыщенных молекул органического вещества с водородом. Критическая температура и соответствующие давления для различных катализаторов различная. Нами установлено линейное увеличение температуры в химическом реакторе зависимости от времени. Математическая описания от данного явления имеет вид

$$T = b_0 + b_1\tau \quad (1)$$

Коэффициент уравнение b_0 в зависимости от выбранного по типу катализатора имеет следующие значение:

Катализатор-1 $b_0=555$, Катализатор-2 $b_0=570$, Катализатор-3 $b_0=555$, Катализатор-4 $b_0=598$, Катализатор-5 $b_0=598$.

Процесс химических преобразований

Химическая реакция гидрирование характеризуется уравнение в виде:



Для нашего случае нами принята ориентировочного средние молекула ненасыщенных углеводородов. В этом качестве нами принята ненасыщенные углеводорода $C_{39}H_{39}$ после гидрирование он переходить в насыщенного форму $C_{39}H_{80}$.

Для создания математической модели процесса сопровождающеюся химической реакцией, в общем случае необходимо описывать характер изменения каждого компонента, участвующего в реакции. При этом для сложных химических реакции число уравнений может стать довольно значительным, что существенно затруднить возможность использования математической модели при исследовании такого процесса.

Число уравнений математической модели, описывающих изменение количеств компонентов химической реакции с течением процесса, можно сократить до некоторого минимума путем написание указанных уравнений только для ключевых компонентов реакции. Поведение остальных

компонентов реакции, не вошедших в число ключевых, при этом описывается простыми стехиометрическим соотношениями, представленными через количество ключевых компонентов.

Математическая модель реактора строится на основе гидродинамической модели перемешивание всех компонентов катализатора, реагирующих веществ – органического вещества и водорода в данном реакторе, с добавлением уравнений химической кинетики.

Как известно, скорость химической реакции есть изменение числа молей органического вещества и водорода в результате химического взаимодействия в единицу времени на единицу объема.

В соответствии с этим определением скорость химической реакции

$$Wr = \frac{1}{S} \cdot \frac{dN}{d\tau} = \frac{\text{число молей полученного вещества}}{(\text{поверхность})(\text{время})} \quad (2)$$

$$Wr = \frac{1}{G} \cdot \frac{dN}{d\tau} = \frac{\text{число молей полученного вещества}}{(\text{масса})(\text{время})} \quad (3)$$

Согласно уравнения (1) и (2) вводя величину концентрации C_c в общем случае получим:

$$Wr = \frac{1}{S} \cdot \frac{d(C_c \cdot S)}{d\tau} = \frac{1}{S} \cdot \frac{SdC_c + C_c dS}{d\tau} \quad (4)$$

или
$$Wr = \frac{dC_c}{d\tau} + \frac{G_c}{S} \cdot \frac{dS}{d\tau} \quad (5)$$

или
$$Wr = \frac{1}{G} \cdot \frac{d(C_c \cdot G)}{d\tau} = \frac{1}{G} \cdot \frac{GdC_c + C_c dG}{d\tau} \quad (6)$$

или
$$Wr = \frac{dC_c}{d\tau} + \frac{C_c}{G} \cdot \frac{dG}{d\tau} \quad (7)$$

Для реакций, идущих при постоянной поверхности (массы), в замкнутой системе, второе слагаемое уравнение (5) во (7), равно нулю и эти уравнения приводятся к виду:

$$Wr = \pm \frac{dC_c}{d\tau} \quad (8)$$

Знак (+) указывает, что в результате реакции концентрация вещество C_c увеличивается, знак (-) – что концентрация вещества снижается.

Скорость реакции согласно закону действующих масс пропорциональна наличной концентрации реагирующих веществ; так, для реакции между исходными компонентами А и В будем иметь:

$$Wr = K_T \cdot C_A \cdot C_B \quad (9)$$

или

$$\frac{dC_c}{d\tau} = K_T \cdot C_A \cdot C_B \quad (10)$$

где K_T – коэффициент пропорциональности, или константа скорости реакции;

C_A - наличная концентрация органического вещества;

C_B - наличная концентрация водорода.

Константа скорости реакции характеризует процесс, протекающий на микро уровне взаимодействия молекул и поэтому, как всякая молекулярная характеристика, зависит от вида молекул вступающих в реакцию веществ, и от температуры. Для данного вида молекул при данной температуре $K_T = \text{const}$.

Зависимость константы скорости реакции от температуры обычно представится в виде закона Аррениуса:

$$K_T = K_0 \cdot e^{-E/RT} \quad (11)$$

где K_0 - предэкспоненциальный множитель, зависящий от числа столкновений реагирующих молекул;

E – энергия активации, кдж/кмоль.

R – газовая постоянная, кдж/кмоль⁻¹; град⁻¹;

T – абсолютная температура, °К;

Параметр E/RT – безразмерный.

Изучение кинетики реакций, наряду с данными термодинамики, позволяет предвидеть течение реакции во времени и расценить ее на отдельные стадии, что имеет большое практическое значение для составления оптимальных технологических схем и проектирования аппарата.

Управления химической кинетики являются дифференциальными. По мере течения процесса движущая сила, а следовательно, и скорость процесса непрерывно изменяется.

Для определения возможного выхода реакции, наряду со стехиометрическим уравнением, большей частью обращаются к законам химического равновесия, так как в значительной части технологических процессов протекают обратимые реакции.

Из условий, влияющих на состояние равновесия, наиболее практическое значение имеют изменения концентрации, температуры и давления.

Основным законом, позволяющим вычислят выходы того или иного продукта равновесной реакции, является закон действия масс. Закон действия масс выводят на основе уравнения Менделеева – Клайперона.

В основе химической технологии летит химические, физические и физика – химические закономерности. Пользуясь этими закономерностями, производят разного рода расчеты технологических процессов. Управления химических реакции применяются в технологии, главным образом, для стехиометрических и термохимических расчетов. Эти уравнение, однако, большей частью отражают лишь начальное и конечное состояние системы и притом в известной степени формально, так как основаны на предпосылке, что процесс идет до конца и не осложнен побочными процессами. Соответствующие указания, поправке и дополнение вносит термодинамика,

показывающая, в каком направлении может протекать процесс при данных физико–химических условиях, каков будет его энергетический эффект и какой степени достигнет превращение, т.е. каково будет конечно состояние системы. Не меньше значение имеет кинетика реакции, которая, наряду с другими физико–химическими данным позволяет во многих случаях определить эффект технологической процесса во времени и наметить пути для его ускорения, т.е. для повышения его интенсивности.

Выбрав в качестве ключевого компонента изменении концентрации органического вещества, и с учетом то, что водород в реактор введен в избытке, для реакции первого порядка скорость реакции пропорциональна концентрации одного реагента, уравнение (10) можно написать в виде:

$$\frac{dC_c}{d\tau} = K_T \cdot C_a \quad (12)$$

Кроме повышения концентраций газообразных реагентов, давление может оказать и другое влияние на течение процесса гидрирования. Повышение или понижение давление вызывать изменение температуры процесса. Изменение температуры в свою очередь, резко влияет на давление газов, в гораздо меньшей степени – на объем и реакционную способность органического вещества.

Глубина превращения молекул тяжелых углеводородов деасфальтизация на молекуле более углеводородов целевого компонента зависеть от давления водорода, которое необходима внедрить молекулы перерабатываемое сырьё в присутствии катализатора, что приводит к понижению давления водорода в реакторе.

Процесс изменения давления системы.

По мере гидрирование уменьшается количество молекул водорода в газовой фазы. Этот свое очередь переводить к уменьшению давление внутри химическом реактора. Взаимосвязь давление, температуры, массы газа можно характеризовать уравнение Менделеева -Клайперона применимых для идеальных газов.

$$PV_b = \frac{m_b}{M_g} \cdot RT \quad (13)$$

где

V_b – объем водорода

m_b – масса водорода

M_g – молекулярная масса водорода.

R – газовая постоянная

T – абсолютная температура

Преобразуя уравнение (13) получим

$$P = \frac{m_g \cdot RT}{V_g \cdot M_g} \quad (14)$$

Реакционная масса в реакторе состоит из водорода, органического вещества и целевого компонента. Исходя из этого можно написать:

$$V_o = V_b + V_a + V_c \quad (15)$$

Где V_o – вес реакционный объем;

V_a – объем органического вещества ;

V_c – объем целевого компонента;

или $V_b = V_o - V_c - V_a \quad (16)$

С учетом уравнение (16) выражение (14) принимает следующий вид:

$$P = \frac{m_b RT}{(V_o - V_a - V_c) M_b} \quad (17)$$

Процессы изменения объема участвующих компонентов.

Объем органического вещества необходимое для процесса гидрирование можно выразить как соотношение массы к плотности органического вещества

$$V_a = \frac{m_a}{\rho_a} \quad (18)$$

Объем целевого компонента получаемого в результате процесса гидрирования можно определить по формуле:

$$V_c = \frac{m_c}{\rho_c} \quad (19)$$

где m_c – масса целевого компонента

ρ_c - плотность целевого компонента.

Исследование показали на существенные изменение плотности компонентов жидкие фазы в зависимости от температуры.

Для нашего случае учтено характер изменение плотности жидких компонентов следующих математическим описанием:

$$\rho = \frac{\rho_o}{1 + 10^{-3} \cdot T} \quad (20)$$

Процессы изменение количества веществ.

Имея виду общей массы жидкой фазы, концентрации органического вещества определяется следующим образом:

$$C_a = \frac{m_a}{m_o} \quad (21) \quad C_c = \frac{m_c}{m_o} \quad (22)$$

или масса образуемого целевого компонента

$$m_c = m_o \cdot C_c \quad (23)$$

здесь m_o – общая масса жидких компонентов в реакторе.

Расчеты показали что, по мере гидрирование общая масса в реакторе увеличивается $\frac{6 \cdot 10^{-3}}{4} = 1,5 \cdot 10^{-3}$ или 0,15% по этому при расчете массы жидких фаз допускали постоянны.

Изменение количества реагирующих веществ и целевого компонента в любой момент процесса гидрирование выражаются соответствующими выражениями:

Количество органического вещества :

$$m_a = m_{ao} - K_a m_c \quad (24)$$

Количество водорода

$$m_b = m_{bo} - K_b \cdot m_c \quad (25)$$

где: $K_a = \frac{M_a}{M_c}$ - коэффициент характеризующие долю вступивших в

реакцию компонентах А для образование компонента С;

$K_b = \frac{M_b}{M_c}$ - коэффициент характеризующие долю вступивших в

реакцию компонентах В для образование компонента С;

Общая математическая модель процесса гидрирование органического вещества описывается следующей системой уравнения:

$$\begin{aligned} P &= \frac{m_B RT}{(V_o - V_a - V_c) M_B} \\ T &= b_o + b_1 \tau \\ V_a &= \frac{m_a}{\rho_a}; \quad V_c = \frac{m_c}{\rho_c}; \\ m_a &= m_{ao} - K_a \cdot m; \quad m_b = m_{bo} - K_b \cdot m_c; \quad m_c = m_o \cdot C_c \\ \frac{dC_c}{d\tau} &= K_T \cdot C_a; \quad C_a = \frac{m_a}{m_o}; \quad \rho = \frac{\rho_o}{1 + 10^{-3} \cdot T} \end{aligned} \quad (26)$$

На основе систем уравнении (2) магистрант должен построит блок схема расчета основных показателей процесса гидрирование органического вещества в периодическом развитие реактором.

Для исследования процессов гидрирование органического вещества принято следующих начальных условие и значение основных параметров:

масса органического вещества - $m_o=0,4$;

концентрация органического вещества - $K_a=0.9285714$;

концентрация водорода - $K_b=0,00714285$;

молекулярная масса водорода - $m_{bo}=0,00128$;

газовая постоянная - $V_o=8310$;

концентрация целевого компонента - $K_c=0,05$;

молярная масса водорода - $M_b=2,001325029$;

критическая температура катализатора - $b_{043}=555$, $b_{046}=570$, $b_{040}=555$,
 $b_{052}=598$, $b_{048}=598$;

β коэффициент температурные расширение вещества - $b_p=0,001$;
 скорость реакции - $K_{p43}=0,0039$, $K_{p46}=0,0043$, $K_{p40}=0,0036$,
 $K_{p52}=0,0049$, $K_{p48}=0,0048$;

плотность органического вещества - $\rho_1=938$;

плотность образование компонента - $\rho_2=938$.

На компьютерах «Pintym-4» провести исследования по гидрирование органического вещества с использование разливных катализаторов. Для этого на основе полученных экспериментальных частых характере изменение давление в химическом реакторе во времени определить ряд показателе и закономерность изменение параметров процесса в химическом реакторе.

4. Порядок выполнения работы

1. Ознакомится основными принципами работы программы MATLAB.
2. Загрузить программу MATLAB.
3. Запускать команду в командном окне программе MATLAB.
4. Создать новое окно в SIMULINK.
5. Построить компьютерный модель процесса Вновом открывающемся окне войти в меню "File", запустить файл "lab_5m".
6. Изменить параметры блоков в соответствии с заданем инструктора.
7. Запустить программу и получить графики.
8. По полученным результатом произвести сравнительный анализ .

5. Содержание отчета

1. Основными принципами работы программы MATLAB.
2. Структурная схема лабораторного задания на MATLAB.
3. Графики.
4. Сравнительный анализ результатов исследования.

Литература

6. Дворецкий С.И., Егоров А.Ф., Дворецкий Д.С. Компьютерное моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. Тамбов. ТГТУ, 2003.-224 с.
7. Черноруцкий И.Г. Оптимизация в теории управления. С-Петербург, «Издательский дом Питер», 2003. -256 с.
8. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии М.; Химия, 1985. 448с.
9. Бояринов А.И., Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии М.Химия 1975. 575с.
- 10.Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. М. Химия. 1982.

Электронные учебники

1. Математическое моделирование и методы синтеза гибких химических производств. www.muctr.cdu.ru
2. Моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. www.tsti.ru

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 3

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ В ЖИДКИХ СРЕДАХ

Цель работы. Математическое моделирование процесса перемешивания в жидких средах с использованием программы MATLAB.

Введение

Механическое перемешивание сред происходит благодаря растяжению и искривлению материальных элементов среды в процессе ее движения. Любой малый элемент среды, находящийся на входе в смеситель, в процессе движения будет деформироваться и, как следствие, будут изменяться расстояния между составляющими его точками. Очевидно, если через некоторое время в результате движения среды все точки этого элемента будут равномерно распределены по всему объему среды, то можно говорить о хорошем перемешивании начального элемента. Степень "разбегания" точек локального объема можно характеризовать относительным удлинением начального расстояния между ними в процессе движения. Аналогично можно рассмотреть изменения в процессе движения элементарных площадок, характеризующиеся не только изменением их площадей, но также и изменением их ориентации в пространстве. Такого рода эффекты можно характеризовать величиной относительного увеличения площади. Увеличение абсолютных значений относительных удлинения и увеличения площадей характеризует улучшение качества перемешивания. Усредняя данные характеристики по всевозможным линейным элементам и элементам площади, а также по времени, можно перейти к так называемым интенсивностям перемешивания, которые характеризуют процесс перемешивания интегрально. Понятно, что для вычисления этих величин необходимо знать траектории движения каждой частицы среды и каждой площадки. Функции, описывающие эти траектории, в большинстве случаев не может быть получено в аналитической форме и не во всех случаях может быть получено даже численно. Все, приведенное выше, показывает, что задача оценки интенсивности перемешивания для каждого режима движения среды в перемешивающем аппарате очень трудоемка и требует серьезных вычислительных мощностей.

Теоретические основы и постановка задачи

Наиболее важными характеристиками перемешивающих устройств, являются эффективность перемешивающего устройства и интенсивность его действия.

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания и может быть выражена по-разному в зависимости от цели перемешивания. Например, в процессах получения суспензий эффективность перемешивания характеризуется степенью равномерности распределения твердой фазы в объеме аппарата; при интенсификации тепловых и диффузионных процессов – отношением коэффициентов тепло - и массоотдачи при перемешивании и без него. Эффективность перемешивания зависит не только от конструкции перемешивающего устройства и аппарата, но и от величины энергии, вводимой в перемешиваемую жидкость.

Интенсивность перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата или числом оборотов мешалки при фиксированной продолжительности процесса (для механических мешалок). Чем выше интенсивность перемешивания, тем меньше времени требуется для достижения заданного эффекта перемешивания. Интенсификация процессов перемешивания приводит к уменьшению размеров проектируемой аппаратуры и увеличению производительности действующей.

Нами, развивается методология многоячеечного представления аппарата перемешивания. Обычно аппарата перемешивания можно представить комбинацией нескольких зон. Это зоны-ячейки интенсивного перемешивания по движению материала (жидкости), ячейки обратного возвращения материала, застойные зоны – которые участвуют в перемешивании за счет обменных потоков. Для примера, рассматривается вопрос перемешивание жидкостей в плоскодонном цилиндрическом реакторе.

В аппарате с лопастной мешалкой основным является радиальный поток, который у стенки разделяется на два потока. Величины последних зависят от положения мешалки, которая таким образом разделяет аппарат на верхнюю и нижнюю зоны с самостоятельными циркулирующими потоками. Основываясь на такой топологии потоков в аппарате, можно сформулировать циркуляционную модель с переменной структурой, состоящую из двух циркуляционных контуров с переменным числом ячеек идеального смешения в каждом, которые соединяются в зоне мешалки, представляющей собой ячейку идеального смешения. Параметром модели является путь входного потока, который совпадает с циркуляционными потоками в аппарате и определяется взаимным расположением входа и выхода. Объем зон в каждом контуре зависит от положения мешалки и может быть рассчитан по формулам:

Для объема зоны над мешалкой

$$V_a = \frac{\pi D^2}{4} (H - h) - \frac{V_m}{2}$$

для объема зоны под мешалкой

$$V_c = \frac{\pi D^2}{4} h - \frac{V_m}{2}$$

где H - уровень жидкости в аппарате; h - расстояние от дна аппарата до лопастной мешалки; D - диаметр аппарата.

Объем зоны идеального смешения V_m вблизи мешалки определяется по уравнению

$$V_m = \frac{\pi b}{12} (5D^2 + d^2 + Dd)$$

где d – диаметр окружности, описываемой лопастью мешалки.

Число ячеек в верхней и нижней зонах может быть найдено из соотношения

$$v = \frac{n_a}{n_i}$$

где n_b – число ячеек в большой зоне, n_m – число ячеек в меньшей зоне.

Основной поток q рассчитывается по формуле:

$$q = q_1 + q_2 = 1,535d^2b\omega$$

где q_1 и q_2 – объемная скорость потока в верхнем и нижнем контурах, b – ширина лопасти мешалки, ω – число оборотов мешалки.

Кроме зон верхней и нижней, большей и меньшей, у стен мешалки образуются застойные зоны, где частицы не перемещаются из одной ячейки в другую.

Механическое перемешивание сред происходит благодаря растяжению и искривлению материальных элементов среды в процессе ее движения. Любой малый элемент среды, находящийся на входе в смеситель, в процессе движения будет деформироваться и, как следствие, будут изменяться расстояния между составляющими его точками. Очевидно, если через некоторое время в результате движения среды все точки этого элемента будут равномерно распределены по всему объему среды, то можно говорить о хорошем перемешивании начального элемента. Степень "разбегания" точек локального объема можно характеризовать относительным удлинением начального расстояния между ними в процессе движения. Аналогично можно рассмотреть изменения в процессе движения элементарных площадок, характеризующиеся не только изменением их площадей, но также и изменением их ориентации в пространстве. Такого рода эффекты можно характеризовать величиной относительного увеличения площади. Увеличение абсолютных значений относительных удлинения и увеличения площадей характеризует улучшение качества перемешивания. Усредняя данные характеристики по всевозможным линейным элементам и элементам

площади, а также по времени, можно перейти к так называемым интенсивностям перемешивания, которые характеризуют процесс перемешивания интегрально. Понятно, что для вычисления этих величин необходимо знать траектории движения каждой частицы среды и каждой площадки. Функции, описывающие эти траектории, в большинстве случаев не могут быть получены в аналитической форме и не во всех случаях могут быть получены даже численно. Все, приведенное выше, показывает, что задача оценки интенсивности перемешивания для каждого режима движения среды в перемешивающем аппарате очень трудоемка и требует серьезных вычислительных мощностей.

С целью определения оптимальных значений основных влияющих факторов построены математические описания отдельных составных элементов процесса перемешивания. На основе блочно-модульного принципа моделирования с учетом реальной гидродинамической структуры взаимодействующих потоков составлена обобщенная математическая модель динамики исследуемого процесса.

Используя методологию многоступенчатого системного подхода, аппарат перемешивания мысленно представлен из 6 ячеек (рис. 1). Для различных случаев использования аппаратов перемешивания с заданными входными показателями можно определить значения коэффициентов модели. Определение значений коэффициентов модели (расходы потоков или объемы зон) осуществляется варьированием параметров модели и получением различных кривых переходного процесса.

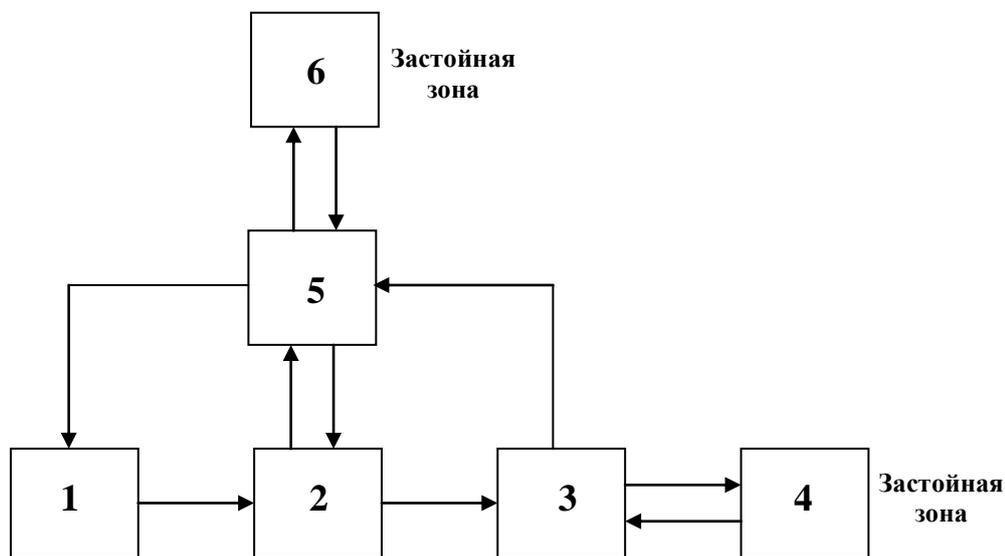


Рис.1. Графическое представление численного решения циркуляционно-диффузионной модели в процессе перемешивания

Представляя аппарат многоячеечном виде формализована математическая модель (1) статике процесса перемешивания в жидких средах:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dC_1}{d\tau} = Q_o C_o + Q_5 C_5 - Q_1 C_1 \\ \frac{dC_2}{d\tau} = Q_1 C_1 + Q_{52} C_5 - Q_{25} C_{25} - Q_{23} C_2 \\ \frac{dC_3}{d\tau} = Q_2 C_2 + Q_{43} C_4 - Q_{34} C_3 - Q_{35} C_3 \\ \frac{dC_4}{d\tau} = Q_3 C_3 + Q_{25} C_2 + Q_{65} C_6 - Q_{51} C_5 - Q_{52} C_2 - Q_{62} C_2 \\ \frac{dC_5}{d\tau} = Q_{34} C_3 - Q_{43} C_4 \\ \frac{dC_6}{d\tau} = Q_{56} C_5 + Q_{65} C_6 \end{array} \right. \quad (1)$$

На рис.2 приложена обобщенная компьютерная модель процесса перемешивания в жидких средах с применением программы MATLAB (MATrix LABoratory – матричная лаборатория).

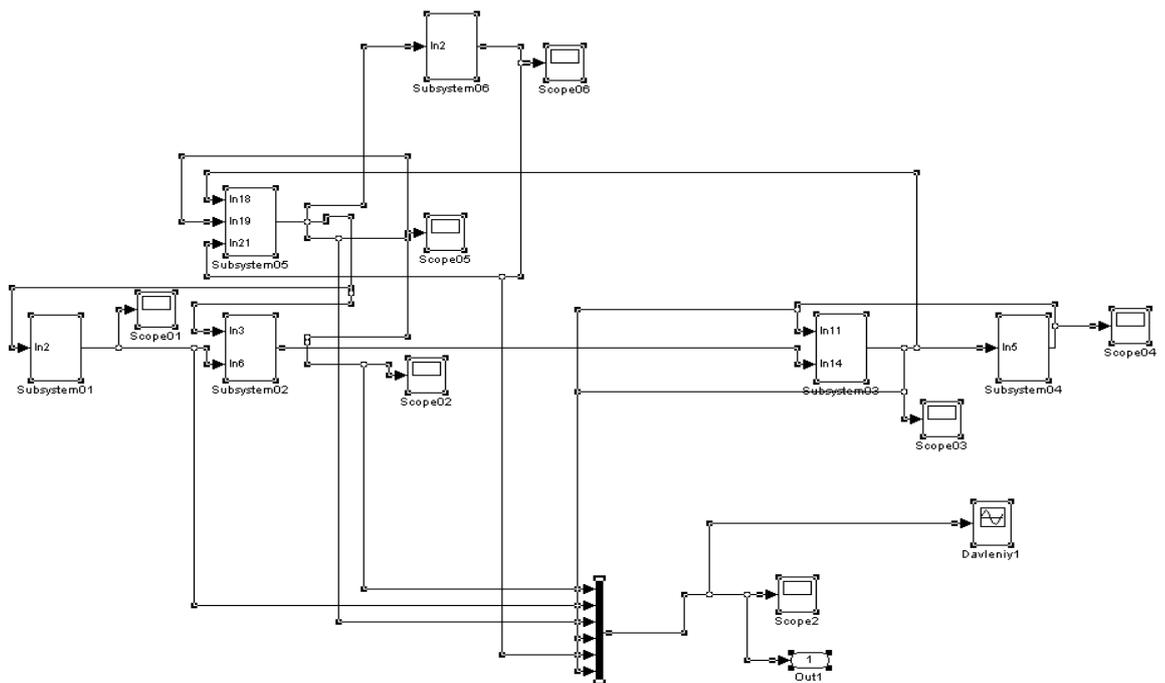


Рис 2. Обобщенная компьютерная модель процесса перемешивания в жидких средах.

Порядок выполнения работы

1. Ознакомится основными принципами работы программы MATLAB.
2. Загрузить программу MATLAB.
3. Запускать команду в командном окне программе MATLAB.
4. Создать новое окно в SIMULINK.
5. Построить компьютерный модель процесса.
6. Изменить параметры блоков в соответствии с заданем инструктора.

7. Запустить программу и получить графики.
8. По полученным результатом произвести сравнительный анализ .

Содержание отчета

1. Основными принципами работы программы MATLAB.
2. Структурная схема лабораторного задания на MATLAB.
3. Графики.
4. Сравнительный анализ результатов исследования.

Литература

11. Дворецкий С.И., Егоров А.Ф., Дворецкий Д.С. Компьютерное моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. Тамбов. ТГТУ, 2003.-224 с.
12. Черноруцкий И.Г. Оптимизация в теории управления. С-Петербург, «Издательский дом Питер», 2003. -256 с.
13. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии М.; Химия, 1985. 448с.
14. Бояринов А.И., Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии М.Химия 1975. 575с.
15. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. М. Химия. 1982.

Электронные учебники

1. Математическое моделирование и методы синтеза гибких химических производств. www.muctr.cdu.ru
2. Моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. www.tsti.ru

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 4

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ

Цель работы. Математическое моделирование процесса сушки с использованием программы MATLAB.

Введение

Сушка в обычном понимании этого слова представляет собой удаление из них влаги или других растворителей, молекулы которых не утратили своей индивидуальности. В общем случае в материале, кроме этой влаги, могут быть и такие, молекулы которых входят в химическое соединение с молекулами вещества и образуют гидраты его окислов; в материале влага может также быть связана в виде гидроксильных ионов за счет сил главных валентностей, при этом молекула воды как таковая исчезает. Удаление этих видов влаги представляет собой нечто среднее между физико-химическим явлением и химической реакцией. После удаления

химически связанной влаги существенно изменяются физические свойства вещества. Совершенно ясно, что в тех случаях, когда технологические свойства материала при сушке не должны быть изменены, эта влага в материале должна оставаться и при сушке, удалению подлежит только влага, расположенная внутри пор высушиваемого материала и пропитывающая стенки твердого скелета тела.

В связи с этим очень важно отметить исследования свойств гигроскопичности, распределения пор удерживающей влаги и другого высушиваемого продукта. Исследование свойств гигроскопичности высушивания позволяют эффективно выявить метод воздействия энергии и определить оптимальных технологических режимов в процессе сушки.

Так как, материалы в процессе переработки меняют свои теплофизические свойства, необходимо при математическом моделировании учесть изменения этих свойств, что позволяет разработать оптимальные конструкции сушильных установок.

Теоретические основы и постановка задачи

Известно, что при небольшой влажности материала влага перемещается в основном в виде пара, т.е. сушка происходит за счёт молекулярного переноса пара, а при большой влажности влага частично перемещается в виде жидкости, при этом зона испарения приближается к поверхности материала, увеличивается углубление поверхности высушиваемого материала, в связи с чем возрастает испарение влаги. Изменение влажности плодов в процессе сушки значительно влияет на процесс массообмена, который осуществляется путем влагопереноса.

Поэтому нами было проведено исследование по определению количества влаги на компьютерной модели процесса сушки материала, применяя математическую описаний перемещения влаги элементарных слоев.

Изменение влажности изделия при сушке оказывает существенное влияние на процесс массообмена. Массообменный процесс осуществляется путем влагопереноса.

1) Для верхнего слоя образца имеем:

$$\frac{dm_p}{d\tau} = Q_{ex} - Q_{вых} \quad (1)$$

где:

$$Q_{ex} = -\beta * Fs * (x_K - x_p) \quad (2)$$

$$Q_{вых} = kDt * (x_1 - x_K) \quad (3)$$

β - коэффициент массоотдачи, $(\frac{кг}{м^2 * с})$;

Fs - поверхность материала, ($м^2$);

x_K - начальное значение безразмерного влагосодержания материала;

x_p - равновесная влажность над поверхностью материала;

x_1 - безразмерная концентрация влаги;

kDt – коэффициент массообмена, $(\frac{\kappa^2}{c})$.

$$kDt = \frac{F_s * D * \rho}{dh} \quad (4)$$

где: D – коэффициент диффузии, $\frac{M^2}{c}$;

ρ – плотность изделия, $\frac{\kappa^2}{M^3}$;

dh – толщина изделия, м;

hk – толщина кожицы материала, м.

Получим, следующее:

$$\frac{dX_K}{d\tau} = \frac{(-\beta * F_s * (x_K - x_p) + kDt * (x_1 - x_K))}{mk} * (1 - X_K^2)$$

2) математическое описание первого слоя материала слоя:

$$\frac{dX_1}{d\tau} = \frac{(-\beta * F_s * (x_1 - x_K) + kDt * (x_2 - x_1))}{m} * (1 - X_1^2)$$

3) при формировании математического описания последующих i – х слоев воспользуемся выражениями:

$$Q_{ex} = kDt * (x_{i-1} - x_i)$$

$$Q_{вых} = kDt * (x_i - x_{i+1})$$

где: x_{i-1} – безразмерная концентрация влаги верхнего слоя;

x_i – безразмерная концентрация влаги i –того слоя;

x_{i+1} – безразмерная концентрация $i + 1$ –го слоя.

В итоге получим ниже следующее выражение:

$$\frac{dX_i}{d\tau} = \frac{(kDt * (x_{i-1} - 2x_i + x_{i+1}))}{m} * (1 - X_i^2)$$

4) математическое описание среднего слоя:

$$\frac{dX_s}{d\tau} = \frac{kDt * (x_{i+1} - x_s)}{m} * (1 - X_s^2)$$

При разработке классификации высушиваемых материалов внимание уделяем их структуре и видам связи с материалом. Термическое сопротивление материала и количество тепла, которое следует подвести к нему в процессе сушки для его нагрева, рассчитываем при помощи коэффициентов теплопроводности, температуропроводности и теплоемкости, по плотности.

1. Для определения математического описания температуры кожицы материала, рассматриваем тепловой баланс, где разница между приходящим ($q_{вх}$) и уходящим теплом ($q_{вых}$) характеризует скорость накопления тепла в виде:

$$\frac{dQ}{d\tau} = q_{ex} - q_{вых}$$

Приходящее тепло определяется классическим уравнением:

$$q_{ex} = \alpha * F_s * (t_B - t_K)$$

здесь: α - коэффициент теплопередачи ($\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$);
 F_S - площадь поверхности материала (м^2);
 t_B - температура воздуха ($^\circ\text{C}$);
 t_K - начальная температура ($^\circ\text{C}$).

Из слоя тепло уходит в следующий слой теплопередачей. Для этого случая можно записать:

$$q_{\text{вых}} = -\frac{\lambda * F_S}{h_K} * (t_K - t_1)$$

здесь: λ - коэффициент теплопроводности ($\text{Вт}/\text{м} \cdot ^\circ\text{C}$);
 t_1 - температура на выходе из верхнего слоя ($^\circ\text{C}$).

h_K - толщина кожицы материала (м).

Как мы знаем, что количества тепла определяется из следующего уравнения:

$$dQ = m * c * dt$$

Подставляя значения $q_{\text{вх}}$ и $q_{\text{вых}}$ в уравнение ($\frac{dQ}{d\tau} = q_{\text{вх}} - q_{\text{вых}}$), получим:

$$\frac{dtmc}{d\tau} = \left[\alpha * F_S * (t_B - t_K) + \frac{\lambda * F_S}{h_K} * (t_K - t_1) \right]$$

или для определения температуры кожицы материала имеем:

$$t_{K_i} = \frac{\left[\alpha * F_S * (t_B - t_{K_{i-1}}) - \frac{\lambda * F_S}{\Delta h} * (t_{K_{i-1}} - t_{1_{i-1}}) \right] * \Delta \tau}{m_K * c_K} + t_{0_{i-1}} - G * it$$

где: G - испарение влаги; it - энтальпия пара.

$$G = \beta * F_S * (X_1 - X_K)$$

где: X_p - равновесная влажность изделия;

X_K - начальное влагосодержание кожицы материала.

1. Для определения последующих слоев, т.е. для температуры i -ых слоев: имеем следующее:

$$t_{j_i} = \frac{\left[\frac{\lambda * F_S}{\Delta h} * (t_{K_1} - 2 * t_{j_{i-1}} + t_{2_{i-1}}) \right] * \Delta \tau}{m * c} + t_{j_{i-1}}$$

2. Для определения температуры среднего слоя, имеем:

$$t_{S_i} = \frac{\left[\frac{\lambda * F_S}{\Delta h} * (t_{j_i} - t_{S_{i-1}}) \right] * \Delta \tau}{m * c} + t_{S_{i-1}}$$

Таким образом, математическая модель процесса сушки материалов в кожице и слоях входя из выше приведенных аналитических соображений

зависят от коэффициентов теплоотдачи (α), влагоотдачи (β) и термодиффузии (kDn) кожицы материала.

Порядок выполнения работы

1. Ознакомиться основными принципами работы программы MATLAB.
2. Загрузить программу MATLAB.
3. Запускать команду в командном окне программе MATLAB.
4. Создать новое окно в SIMULINK.
5. Построить компьютерный модель процесса.
6. Изменить параметры блоков в соответствии с заданием инструктора.
7. Запустить программу и получить графики.
8. По полученным результатам произвести сравнительный анализ .

Содержание отчета

1. Основными принципами работы программы MATLAB.
2. Структурная схема лабораторного задания на MATLAB.
3. Графики.
4. Сравнительный анализ результатов исследования.

Литература

16. Дворецкий С.И., Егоров А.Ф., Дворецкий Д.С. Компьютерное моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. Тамбов. ТГТУ, 2003.-224 с.
17. Черноруцкий И.Г. Оптимизация в теории управления. С-Петербург, «Издательский дом Питер», 2003. -256 с.
18. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии М.; Химия, 1985. 448с.
19. Бояринов А.И., Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии М.Химия 1975. 575с.
20. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. М. Химия. 1982.

Электронные учебники

1. Математическое моделирование и методы синтеза гибких химических производств. www.muctr.cdu.ru
2. Моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. www.tsti.ru

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 5

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В СИСТЕМЕ «ТВЕРДОЕ ТЕЛО – ЖИДКОСТЬ»

Цель работы: Математическое моделирование процесса экстрагирования и исследовать её с применением программы MATLAB (MATrix LABoratory – матричная лаборатория).

Введение

Экстракционный способ в настоящее время признан наиболее прогрессивным и экономически выгодным способом производства растительных масел.

К сожалению, существующие технологические рекомендации, относящиеся к сфере добычи масла экстракционным способом не обеспечивают возможности рациональной организации процесса извлечения масла.

Все это обуславливает целесообразность математического моделирования реальных процессов и аппаратов с тем, чтобы выработать конструктивные рекомендации по рациональной организации процесса экстрагирования масла.

Теоретические основы и постановка задачи

В существующих непрерывных экстракторах процессы при встречном движении взаимодействующих потоков протекают в основном в поле гравитационных сил. При обработке мелкодисперсных продуктов в поле сил тяжести возникают значительные трудности, связанные с невозможностью организации противоточного потока мелкодисперсных продуктов – вследствие уноса мелких частиц встречным потоком, а при укрупнении размеров частиц скорость диффузионных процессов падает.

С целью повышения качества экстракционного компонента и снижения энергозатрат за счёт создания надлежащей структуры взаимодействующих фаз, обеспечивающей съём компонента из мелкодисперсного материала, предлагается многоступенчатая установка, которая позволяет осуществлять процесса экстрагирования. Каждой из ступеней этой установки соответствует новое значение движущей силы процесса экстрагирования. Последний протекает в дискретно-противоточном режиме, структура потоков соответствует режиму идеального вытеснения. Многократное экстрагирование из мелкодисперсного материала с помощью растворителя из последующей ступени установки позволяет довести концентрацию экстрагируемого компонента материале до стандартного уровня.

Для определения оптимальных значений основных влияющих факторов построены математические описания отдельных составных элементов процесса извлечения компонента, на основе которых с учетом реальной

гидродинамической структуры взаимодействующих потоков составлена обобщенная математическая модель статики исследуемого процесса.

Математическое описание процесса в смесителе

В смесителе осуществляется интенсивное перемешивание за счет кинетической энергии мисцеллы, поступающей с большой скоростью. Гидродинамическую структуру потоков по жидкой фазе в таких аппаратах можно зафиксировать в виде типовой модели идеального перемешивания, согласно которой изменение концентрации экстрагируемого компонента в твердой фазе a_m , суспензии a_c , жидкой фазы $a_{ж}$ и температуры $t_{ж}$ описывается дифференциальными уравнениями первого порядка.

В данном случае математическое описание изменения концентрации экстрагируемого компонента в твердой фазе выражается в следующем виде:

$$\frac{\partial a}{\partial \tau} = \frac{1}{\tau_{cp}} (a_{m(вх)} - a_{m(вых)}), \quad (1)$$

где τ_{cp} - среднее время пребывания частиц твердой фазы в смесителе;

$a_{m(вх)}$, $a_{m(вых)}$ - соответственно концентрация экстрагируемого компонента в твердой фазе на входе и выходе.

Среднее время пребывания частиц определяется по формуле:

$$\tau_{cp} = \frac{m_c}{G_c + G_{ж}} \quad (2)$$

где m_c - количество суспензии в смесителе.

В свою очередь, m_c выражается в виде:

$$m_c = V_c \rho_c, \quad (3)$$

где V_c - объем суспензии, находящейся в смесителе;

ρ_c - плотность суспензии.

Тогда выражение (2) примет вид:

$$\tau_{cp} = \frac{V_c \rho_c}{G_c + G_{ж}}. \quad (4)$$

Математическое описание изменения концентрации экстрагируемого компонента в суспензии можно представить в виде следующего дифференциального уравнения:

$$\frac{\partial a_c}{\partial \tau} = \frac{1}{\tau_{cp}} (a_{c(вх)} - a_{c(вых)}). \quad (5)$$

После преобразования (4) и с учётом, что

$$G_{ж(вых)} = G_{ж(вх)} + (1 - a_{c(вх)}) G_c, \quad (6)$$

имеем

$$V_c \rho_c \frac{\partial a_c}{\partial \tau} = G_c a_c - (G_{ж(вх)} + (1 - a_{c(вх)}) G_c) a_{c(вых)}, \quad (7)$$

где $a_{c(вх)}$, $a_{c(вых)}$ - соответственно концентрация экстрагируемого компонента в суспензии на входе и выходе.

Математическое описание, отражающее скорость изменения концентрации в жидкой фазе, можно представить в виде:

$$V_c \rho_c \frac{da_c}{d\tau} = G_{ж(вх)} a_{ж(вх)} + G_{т(мл)} a_{т(мл)} - G_{ж(вых)} a_{ж(вых)}. \quad (8)$$

С учетом (6) и выражения

$$G_{т(мл)} = (1 - a_{т(мл)}) G_{ж} \quad (9)$$

после преобразования имеем следующее уравнение

$$V_c \rho_c \frac{da_c}{d\tau} = G_{ж(вх)} a_{ж(вх)} (1 - a_{ж(вх)}) + G_c a_{т(мл)} (G_{ж(вх)} (1 - a_{ж(вх)}) G_c). \quad (10)$$

Математическое описание изменения концентрации экстрагируемого компонента в твердой фазе

Как известно, целью расчета процесса экстрагирования является определение необходимой его длительности для достижения заданной степени извлечения экстрагируемого компонента из твердого тела.

При расчете процесса важное место занимает значение уравнения равновесной концентрации в системе “твердое тело-жидкость”.

Знание равновесия при экстрагировании позволяет установить пределы, до которых может протекать процесс.

Изменение концентрации экстрагируемого компонента в твердой частице в зависимости от радиуса поступающей на обработку частицы описывается, исходя из второго закона Фика:

$$\frac{\partial a_m}{\partial \tau} = D_e \frac{\partial^2 a}{\partial \tau^2} \quad (11)$$

где D_e - коэффициент внутренней диффузии.

Дифференциальное уравнение (11) описывает изменение концентрации экстрагируемого компонента в любом сечении обрабатываемой частицы с учетом гидродинамической обстановки и физических свойств раствора. При решении данного уравнения граничные условия определяются из условий равновесия системы “жидкость – твердое тело”. Равновесная концентрация кукольного экстрагируемого компонента в твердой частице определяется при условии, что объем экстрагируемого компонента, занимаемый в порах, материала полностью заполняется мисцеллой.

Концентрация экстрагируемого компонента в твердой фазе определяется из выражения:

$$a_{мас} = \frac{m_{мас}}{m_{мас} + m_{шр}}, \quad (12)$$

где $m_{мас}$ - масса кукольного экстрагируемого компонента в твердой фазе;

$m_{шр}$ - масса шрота.

Количество экстрагируемого компонента, перешедшего из твердой фазы в жидкую, можно определить из выражения:

$$m_{мас} = m_{ми} a_{ми} \quad (13)$$

или

$$m_{мас} = V_{мас} \rho_{ми} a_{ми}, \quad (14)$$

где $a_{ми}$ - концентрация мисцеллы; $V_{мас}$ - объем кукольного экстрагируемого компонента;

$\rho_{ми}$ - плотность мисцеллы.

Объем экстрагируемого компонента в твердой фазе есть разница между объемами крупки $V_{кр}$ и шрота $V_{шр}$:

$$V_{мас} = V_{кр} - V_{шр} = \frac{1}{\rho_{кр}} - \frac{0,8}{\rho_{шр}} = \frac{\rho_{шр} - 0,8\rho_{кр}}{\rho_{кр}\rho_{шр}}. \quad (15)$$

С учетом (22) выражение (21) преобразуется к виду:

$$m_{мас} = \frac{\rho_{шр} - 0,8\rho_{кр}}{\rho_{кр}\rho_{шр}} \rho_{ми} a_{ми}, \quad (16)$$

где $\rho_{шр}$ - плотность шрота; $\rho_{кр}$ - плотность крупки.

Плотность мисцеллы можно выразить следующим образом:

$$\frac{1}{\rho_{ми}} = \frac{1 - a_{ми}}{\rho_б} + \frac{a_{ми}}{\rho_{мас}}. \quad (17)$$

$$\text{Отсюда} \quad \rho_{ми} = \frac{1}{\frac{1 - a_{ми}}{\rho_б} + \frac{a_{ми}}{\rho_{мас}}}. \quad (18)$$

С учетом выражения (18) уравнение (12) преобразуется к виду:

$$a_{мас} = \frac{1}{\frac{1 - a_{ми}}{\rho_б} + \frac{a_{ми}}{\rho_{мас}}} \cdot \frac{\rho_{шр} - 0,8\rho_{кр}}{\rho_{шр}\rho_{кр}} a_{ми} \quad (19)$$

Таким образом, изменение концентрации экстрагируемого компонента в твердой фазе является функцией концентрации экстрагируемого компонента в жидкой фазе:

$$a_{мас} = f(a_{ми}) \quad (20)$$

Математическое описание процесса в гидроциклоне

Для описания гидродинамической структуры потоков в гидроциклоне воспользуемся типовой моделью идеального перемешивания. Тогда изменение количества осветленной жидкой фазы на выходе из гидроциклона можно описать с помощью дифференциального уравнения вида:

$$\frac{\partial G_{ж(вых)}}{\partial \tau} = -\frac{1}{\tau_{ср}} (KG_{сж(вых)} - G_{ж(вых)}), \quad (21)$$

где $\tau_{ср}$ - среднее время пребывания частиц продукта в гидроциклоне;

K - коэффициент разделения гидроциклона;

$G_{сж(вых)}$ - совокупное количество суспензии и растворителя на входе в гидроциклон;

$G_{ж(вых)}$ - количество жидкой фазы на выходе из гидроциклона.

Среднее время пребывания частиц в гидроциклоне определяется из выражения:

$$\tau_{cp} = \frac{V_c \rho_c}{G_c}. \quad (22)$$

Аналогично описывается изменение количества сгущенной суспензии на выходе из гидроциклона:

$$\frac{da_{жс}}{dt} = -\frac{1}{\tau_{cp}} \left((1-K)KG_{сж(вых)} - G_{жс(вых)} \right). \quad (23)$$

Математическое описание, отражающее изменение концентрации экстрагируемого компонента в жидкой фазе, можно представить в виде следующего дифференциального уравнения:

$$\frac{da_{жс}}{dt} = -\frac{1}{\tau_{cp}} (a_{сжс(вх)} - a_{жс(вых)}) \quad (24)$$

где $a_{сжс(вх)}$ и $a_{жс(вх)}$ - соответственно концентрации экстрагируемого компонента в жидкой фазе на входе и на выходе из гидроциклона.

Изменение температуры жидкой фазы в гидроциклоне отражается с помощью дифференциального уравнения вида:

$$\frac{dt_{жс}}{d\tau} = -\frac{1}{\tau_{cp}} (t_{сжс(вх)} - t_{сжс(вых)}), \quad (25)$$

где $t_{сжс(вх)}$ - температура жидкой фазы на входе в гидроциклон;

$t_{сжс(вых)}$ - температура жидкой фазы на выходе из гидроциклона.

Математическая модель статики процесса экстрагирования в системе «твердое тело-жидкость» при гидродинамической структуре потоков сплошной фазы в виде типовой модели идеального перемешивания включает в себя математические описания элементов процесса экстрагирования:

$$\left\{ \begin{array}{l} G_{\bar{o}} = G_{m(вх)} \cdot \Gamma M \\ G_{мас} = G_{m(вх)} \cdot a_{m(вх)} \\ a_m = \frac{a_{мц} (\rho_{цп} - 0,8 \rho_m)}{\rho_{цп} \rho_m \left(\frac{1 - a_{мц}}{\rho_{\bar{o}}} + \frac{a_{мц}}{\rho_{мас}} \right)} \\ a_{m(вых)} = a_{m(вх)} - K_1 a_m^* \\ G_{мц(вх)} = G_{m(вых)} a_{m(вых)} + G_{\bar{o}} + G_{мц(вых)} a_{мц(вых)} \\ G_{мас} = G_{m(вх)} a_{m(вх)} + G_{m(вых)} a_{m(вых)} \\ a_{мц(вх)} = \frac{1}{G_{мц(вх)}} (G_{m(вых)} a_{мц(вых)} + G_{мц(вых)} a_{мц(вых)}) \end{array} \right. \quad (26)$$

Порядок выполнения работы

1. Ознакомиться основными принципами работы программы MATLAB.
2. Загрузить программу MATLAB.
3. Запускать команду в командном окне программе MATLAB.
4. Создать новое окно в SIMULINK.
5. Построить компьютерный модель процесса.
6. Изменить параметры блоков в соответствии с заданием инструктора.
7. Запустить программу и получить графики.
8. По полученным результатам произвести сравнительный анализ .

Содержание отчета

1. Основными принципами работы программы MATLAB.
2. Структурная схема лабораторного задания на MATLAB.
3. Графики.
4. Сравнительный анализ результатов исследования.

Литература

21. Дворецкий С.И., Егоров А.Ф., Дворецкий Д.С. Компьютерное моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. Тамбов. ТГТУ, 2003.-224 с.
22. Черноруцкий И.Г. Оптимизация в теории управления. С-Петербург, «Издательский дом Питер», 2003. -256 с.
23. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии М.; Химия, 1985. 448с.
24. Бояринов А.И., Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии М.Химия 1975. 575с.
25. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. М. Химия. 1982.

Электронные учебники

1. Математическое моделирование и методы синтеза гибких химических производств. www.muctr.cdu.ru
2. Моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. www.tsti.ru

