

Подустов М.А., Петров В.Н.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУЛЬФАТИРОВАНИЯ ОРГАНИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ В ПРОИЗВОДСТВЕ ПОВЕРХНОСТНО-АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ

Поверхностно-активные вещества находят широкое применение в народном хозяйстве. Основной стадией их получения является стадия сульфатирования органических продуктов, на которой происходит взаимодействие органического сырья с триоксидом серы. Анализ литературных данных показал [1], что на действующих предприятиях по производству ПАВ процесс сульфатирования чаще всего проводят в объёмных реакторах со степенью превращения органического сырья на уровне 90 %. Такая низкая степень превращения приводит к значительным потерям органического сырья и большим выбросам вредных веществ в атмосферу. В настоящее время осуществляется модернизация производства ПАВ с использованием современного оборудования – пленочных реакторов сульфатирования, математическому моделированию которых не уделяется достаточного внимания [2]. В связи с этим результаты исследований по модели процесса сульфатирования будут являться базой для создания современных алгоритмов и компьютерных программ расчета пленочных реакторов сульфатирования.

Цель работы: разработка математического описания и моделирование процесса сульфатирования в пленочных реакторах.

Исследования проводились в рамках научно-технической программы М6309 "Математическое моделирование гетерогенных процессов с энергосбережением как научной основы экологически ориентированных и природоохранных технологий".

Для разработки математического описания процесса сульфатирования необходимо составить балансовые уравнения массообмена и теплообмена по длине реакционной трубы. Рассмотрим нисходящее движение потока газа и пленки жидкости и процессы переноса в этой системе в общем виде.

Математическое описание процесса составлено при следующих допущениях:

- потери тепла в окружающее пространство отсутствуют;
- жидкость не испаряется, газ не конденсируется;
- не происходит капельного уноса жидкости;
- фазы после участка стабилизации идеально перемешаны и имеют фиксированную границу поверхности раздела.

Из ядра потока, который движется с объемной скоростью Q_G , происходит сток газа-реагента путем межфазного переноса в пленку сульфатируемой жидкости. Поверхность контакта принимается равной фиксированной поверхности реакционной трубы.

$$Q_{\bar{A}} \cdot \Delta \tilde{N}_{\bar{A}} = Q_{\bar{A}} \cdot \tilde{N}_{\bar{B}}^* - \Delta G; \quad (1)$$

$$\Delta G = \beta_{\bar{A}} \cdot \pi \cdot d \cdot \Delta Z \cdot Y, \quad (2)$$

где Q_G – объёмный расход, м³/с; C_B – концентрация SO₃ в ядре потока, моль/м³; C_B^* – концентрация SO₃ на границе раздела фаз, моль/м³; G – количество абсорбированного

SO_3 , моль/с; β_r – коэффициент массопередачи, м/с; d – диаметр реакционной трубки, м; Z – длина, м; Y – движущая сила процесса, моль/м³.

Составим материальный баланс для потока газа на элементарном участке трубы, пренебрегая изменением объема за счет расходования SO_3 :

В режиме мгновенной реакции концентрация триоксида серы в ядре потока $C_B = Y$. Проведя деление уравнения (1) на $2 \Delta Z Q_r/d$, а уравнение (2) на $2 \Delta Z/d$ и переходя к безразмерной длине $\Delta Z = 2 \Delta Z/d$, получаем при $\Delta Z \rightarrow 0$:

$$\frac{dY}{dZ} = \frac{dC_B^*}{dZ} C_B - \frac{1}{Q_{\bar{A}}} \frac{dG_B}{dZ}; \quad (3)$$

$$\frac{dG_B}{dZ} = \frac{\pi d^2}{2} \cdot \beta_{\bar{A}} \cdot Y. \quad (4)$$

Уравнение изменения температуры реакционной массы по длине трубы составлено на основе балансовых уравнений переноса тепла на элементарном участке:

$$\frac{dT_{\bar{E}}}{dZ} = \frac{\pi d^2}{2G_{\bar{E}}C_{\bar{E}}} [\beta_{\bar{A}} \cdot Y \cdot \Delta H - K_{TX} \cdot (T_{\bar{E}} - T_X) - K_{T\bar{A}} \cdot (\dot{O}_{\bar{E}} - \dot{O}_{\bar{A}})], \quad (5)$$

где $T_{ж}$, $T_{г}$, T_x – температура соответственно: жидкой фазы, газовой фазы, хладагента, К; $G_{ж}$ – расход жидкой фазы, кг/с; $C_{ж}$ – удельная теплоёмкость жидкой фазы, Дж/кг К; ΔH – тепловой продукт реакции, кДж/моль; $K_{TГ}$, $K_{TХ}$ – коэффициент теплопередачи, соответственно от жидкости к газу и от жидкости к хладагенту, Вт/(м² К).

Уравнение изменения температуры хладагента:

$$\frac{dT_X}{dZ} = \frac{\pi d^2}{2G_X C_X} \cdot K_{TX} \cdot (T_{\bar{E}} - T_X), \quad (6)$$

где G_x – расход хладагента, кг/с; C_x – удельная теплоёмкость хладагента, Дж/ кг К;

Уравнение изменения температуры газа

$$\frac{dT_{\bar{A}}}{dZ} = \frac{\pi d^2}{2G_{\bar{A}}C_{\bar{A}}} [K_{T\bar{A}} \cdot (T_{\bar{E}} - T_{\bar{A}}) + \frac{dC^*}{dZ} \theta_{cp}], \quad (7)$$

где

$$\theta_{cp} = G \cdot C \cdot T, \quad (8)$$

где G_r – расход газовой фазы кг/с; C_r – удельная теплоёмкость газовой фазы, Дж/кг К. Уравнения (3), (4) образуют систему, которая решается при начальных условиях:

$$\begin{aligned} Z = 0; & & G_B = 0; & & Y = Y_0; \\ T_{ж} = T_{жН}; & & T_r = T_{rН}; & & T_x = T_{xН}. \end{aligned}$$

Уравнение (3) имеет общее решение по всей длине (Z):

$$Y = C^*(Z)C_B - \frac{1}{Q_{\bar{A}}} \cdot G_B(Z) + \varpi . \quad (9)$$

Константа $\varpi=0$, так как при $Z=0$ $Y(0) = C^*(0) \cdot C_B$. Следовательно

$$Y(Z) = C^*(Z)C_B - \frac{1}{Q_{\bar{A}}} \cdot G_B(Z) \quad (10)$$

или

$$G_B(Z) = [C^*(Z)C_B - Y(Z)] \cdot Q_{\bar{A}} . \quad (11)$$

При подстановке уравнения (4) в (3) получаем:

$$\frac{dY(Z)}{dZ} + \frac{\pi}{2Q_{\bar{A}}} \cdot d^2 \cdot \beta_{\bar{A}} \cdot Y(Z) = \frac{dC_B^*(Z)}{dZ} C_B . \quad (12)$$

Уравнение (12) является неоднородным дифференциальным уравнением первого порядка относительно Y .

Решение соответствующего ему однородного уравнения будет

$$Y = A \cdot \exp(\alpha \cdot Z), \quad (13)$$

где $A = \text{const}$;

$$\alpha = \frac{\pi}{2Q_{\bar{A}}} \cdot d^2 \cdot \beta_{\bar{A}} . \quad (14)$$

Решение неоднородного дифференциального уравнения (12) определим методом вариации произвольной постоянной:

$$Y = A(Z) \cdot \exp(-\alpha \cdot Z) . \quad (15)$$

Тогда, для (12) можно записать:

$$\frac{dA(Z)}{dZ} \exp(\alpha \cdot Z) - \alpha \cdot A(Z) \cdot \exp(-\alpha \cdot Z) + \alpha \cdot A(Z) \cdot \exp(-\alpha \cdot Z) = \frac{dC_B^*(Z)}{dZ} \cdot C . \quad (16)$$

Откуда

$$\frac{dA(Z)}{dZ} = \frac{dC^*(Z)}{dZ} \cdot C_B \exp(\alpha \cdot Z) ; \quad (17)$$

$$A(Z) = C_B \int \frac{dC^*(Z)}{dZ} \cdot \exp(\alpha \cdot Z) dZ . \quad (18)$$

Выполняя интегрирование последнего выражения по частям

$$A(Z) = C_B \cdot [C^*(Z) \cdot \exp(\alpha \cdot Z) - \alpha \int C^*(Z) \cdot \exp(\alpha \cdot Z) dZ] . \quad (19)$$

Подставим выражение для $A(Z)$ в (15), получим:

$$Y(Z) = C_B \cdot [C^*(Z) \cdot \exp(\alpha \cdot Z) - \alpha \int C^*(Z) \cdot \exp(\alpha \cdot Z) dZ] \exp(-\alpha \cdot Z) . \quad (20)$$

Обозначим сумму

$$\sum_{x_i=0} A_{1i} \cdot \exp(A_{2i} \cdot Z) = sum(Z) , \quad (21)$$

где, учитывая неравномерность распределения триоксида серы на входном участке реакционной трубы

$$A_{1i} = \sum_{x_i=0} \frac{I_1(x, e_i)}{I_0(X_i) \cdot q \cdot x_i \cdot d} ; \quad A_{2i} = (0,5 - q)Pe .$$

Вычисляется

$$\begin{aligned} \int C^*(Z) \cdot \exp(\alpha \cdot Z) dZ &= \int [1 + \sum_{x_i=0} A_{1i} \cdot \exp(A_{2i} \cdot Z)] \cdot \exp(\alpha \cdot Z) dZ = \\ &= \frac{1}{\alpha} \exp(\alpha \cdot Z) + \sum_{x_i>0} A_{1i} \int \exp[(A_{2i} + \alpha) \cdot Z] dZ = \\ &= \frac{1}{\alpha} \exp(\alpha \cdot Z) + \sum_{x_i>0} \frac{A_{1i}}{A_{2i} + \alpha} \cdot \exp[(A_{2i} + \alpha) \cdot Z] + C, \end{aligned} \quad (22)$$

где $C = const$

Обозначения

$$sum1(Z) = \sum_{x_i>0} \frac{A_{1,i}}{A_{2,i} + \alpha} \cdot \exp[(A_{2,i} + \alpha) Z] ; \quad (23)$$

$$sum2(Z_f) = \sum_{x_i>0} \frac{A_{1,i}}{A_{2,i} + \alpha} \cdot \exp[(A_{2,i} + \alpha) Z_f] . \quad (24)$$

Разбиваем всю длину реактора Z на малые участки ΔZ_i так, чтобы $(\beta_f = const)$ на каждом участке. Пусть начало участка определяется Z_H , а конец Z_K . Тогда решение уравнения (20) будет представлено в виде:

$$Y(Z) = C_B \left[C^*(Z) \cdot \exp(\alpha \cdot Z) - \exp(\alpha \cdot Z) - \alpha \cdot sum1(Z) + C \right] \cdot \exp(-\alpha \cdot Z) , \quad (25)$$

где $C = const$.

Подставляя начальные условия в (38) $Z = Z_H$ $Y(Z) = Y(Z_H)$, получим

$$C = [Y(Z_H) \cdot \frac{1}{C_B} \cdot \exp(\alpha \cdot Z) - C^*(Z_H) \cdot \exp(\alpha \cdot Z_H) + \exp(\alpha \cdot Z_H) + \alpha \cdot \text{sum}2(Z_H)] \quad (26)$$

Окончательно на участке $Z_H - Z_K$ получим:

$$\begin{aligned} Y(Z) = & C_B [C^*(Z) \cdot \exp(\alpha \cdot Z) - \exp(\alpha \cdot Z) - \alpha \cdot \text{sum}1(Z) \\ & + \frac{Y_{ZH}}{C_B} \exp(\alpha \cdot Z_H) + C^*(Z_H) \exp(\alpha \cdot Z_H) + \\ & + \exp(\alpha \cdot Z_H) + \exp(-\alpha \cdot Z) + \alpha \cdot \text{sum}2(Z_H)] \end{aligned} \quad (27)$$

Учитывая малое значение ΔZ_i относительно всей длины реактора, $C^*(Z)$ аппроксимировалось линейным приближением по значениям C_K^* в конце и C_H^* в начале участка:

$$C^*(Z) = \frac{C_K^* - C_H^*}{\Delta Z_j} \cdot (Z - Z_j) + C_H^* \quad (28)$$

Тогда:

$$\frac{dC^*(Z)}{dZ} = \frac{C_K^* - C_H^*}{\Delta Z_j} \quad (29)$$

По найденному значению $Y(Z)$ в соответствии с выражением (38) определяем:

$$G_B(Z) = [C^*(Z) \cdot C_B - Y(Z)] \cdot Q_A \quad (30)$$

Приведенные преобразования системы уравнений материального баланса позволяют резко сократить объем вычислений при математическом моделировании процесса. Диапазон изменений технологических параметров определяет ограничение применимости модели:

$$\begin{aligned} 8 < W < 20 & \quad 0 < Y \leq 5 & \quad \Gamma \geq 3 \cdot 10^{-5} \\ 293 < T_{Ж} < 353 & \quad 313 < T_{Г} < 343 \end{aligned}$$

При решении системы уравнений (8)-(14) необходимо знать величины $k_{Г}$, $K_{ТХ}$, $K_{ПГ}$, $A_{ВХ}$.

Коэффициенты массопередачи $\beta_{Г}$ определяли экспериментально. При проведении исследований было получено, что коэффициент массопередачи увеличивается с повышением движущей силы процесса и скорости газа.

$$k_{Г} = 0,0087 \cdot \exp(0,0196 - Y) \cdot W_{Г}^{0,8}$$

Коэффициенты теплопередачи были взяты из литературных данных [5, 6].

Значительные трудности встречаются при количественном описании состава продуктов сульфатирования в связи с отсутствием результатов кинетических исследований.

Методы расчета с использованием эффективных констант скорости основных стадий [7] не могут быть использованы из-за прохождения процесса в диффузионном режиме.

В соответствии с уравнением Хатта [4] для расчета скорости абсорбции с мгновенной необратимой реакцией по пленочной модели запишем:

$$\frac{dC_B}{d\tau} = \beta_{\mathcal{E}} \cdot \tilde{N}_B^* \cdot \left(1 + \frac{D_A}{UD_B} \cdot \frac{C_A}{C_B^*}\right). \quad (31)$$

Учитывая, что при сульфатировании скорость процесса лимитируется со стороны газовой фазы [4]

$$\frac{dC_B}{d\tau} = \beta_{\tilde{A}} \cdot \tilde{N}_B, \quad (32)$$

можно утверждать, что реагирующий органический продукт достигает поверхности путем диффузии через жидкую пленку, как минимум одновременно (в химически эквивалентных количествах) с газообразным SO_3 , диффундирующим через газовую пленку.

Таким образом, запишем новое условие:

$$\beta_{\tilde{A}} \cdot \tilde{N}_A \approx \beta_{\mathcal{E}} \cdot \tilde{N}_A^* \cdot \left(1 + \frac{D_A}{U \cdot D_B} \cdot \frac{C_A}{C_B^*}\right). \quad (33)$$

Теоретически возможно превышение правой части уравнения по абсолютной величине над левой. Этому способствует: интенсивное перемешивание жидкой фазы, образование на реакционной поверхности продуктов, продолжающих сульфатироваться, низкие значения концентрации сульфатирующего газа, образование равновесного комплекса триоксида серы с органическим продуктом.

Таким образом, запись уравнений скоростей реакции сульфатирования на поверхности и в объеме проводится для случая, когда скорость абсорбции остается постоянной и равной $\beta_{\mathcal{E}} \cdot C_B$.

Рассмотрим методику расчета состава продуктов на примере двух последовательных реакций, из которых первая идет на поверхности мгновенно:



а вторая идет медленно в объеме жидкости, причем скорость образования продуктов этой реакции пропорциональна концентрации промежуточного продукта:



Или медленно на поверхности взаимодействуя с триоксидом серы:



Для последнего случая соотношения наблюдаемых скоростей процесса по газовой и жидкой фазе определяется следующим равенством:

$$\beta_{\tilde{A}} \cdot \tilde{N}_B = K_1 \cdot C_A \cdot C_B^* + K_2 \cdot C_R \cdot C_B^*.$$

Запишем кинетические уравнения для данной схемы:

$$\frac{dC_A}{d\tau} = -K_1 \cdot C_A \cdot C_B^*; \quad (38)$$

$$\frac{dC_R}{d\tau} = K_1 \cdot C_A \cdot C_B^* - K_2 \cdot C_R \cdot C_B^*; \quad (39)$$

$$\frac{dC_S}{d\tau} = K_2 \cdot C_R \cdot C_B^*. \quad (40)$$

Для того, чтобы перейти к уравнениям для расчета состава продуктов, необходимо исключить время как параметр. Это можно сделать путем отнесения кинетических уравнений к уравнению скорости расходования продуктов:

$$\frac{dC_R}{dC_A} = \frac{K_2 \cdot C_B}{K_1 \cdot C_A} - 1; \quad (41)$$

$$\frac{dC_S}{dC_A} = -\frac{K_2 \cdot C_R}{K_1 \cdot C_A}. \quad (42)$$

Этот прием позволяет вместо истинных значений констант скоростей (в нашем случае эффективных значений) использовать их отношения для расчета селективности.

Для одновременно протекающих реакций сульфатирования на поверхности контакта фаз и медленной реакции в объеме без участия SO₃ уравнение имеет вид:

$$\beta_{\tilde{A}} \cdot \tilde{N}_B = K_1 \cdot C_A \cdot C_B^* + K_2 \cdot C_R. \quad (43)$$

Преобразования, приводящие к системе уравнений, аналогичной (36, 37), не позволяют избавиться от значений C_B^{*} в то же время имеются сомнения относительно точности локальных значений ряда параметров на межфазной поверхности при взаимодействии SO₃ с органическими продуктами (C_B^{*}, ρ, μ, D_B, T_ж). По этим соображениям целесообразно произведение константы скорости реакции на локальную концентрацию SO₃ представить в виде эффективной величины K^{*} = K · C_B^{*}.

Систему уравнений (54), (55) можно использовать для рассматриваемого случая, предварительно заменив отношение констант K₁/K₂ величиной:

$$\frac{K_2}{K_1} = \frac{1}{C_B} \frac{K_{02} \exp\left(\frac{E_2}{RT}\right)}{K_{01} \exp\left(\frac{E_1}{RT}\right)} = B_1 \cdot \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right). \quad (44)$$

Для замыкания интегрируемой системы уравнений составляется общее уравнение материального баланса:

$$\Delta C_A + \Delta C_R + \Delta C_S = 0. \quad (45)$$

Для последовательных реакций (34), (35) систему уравнений (41), (42) перепишем в следующем виде:

$$\frac{dC_R}{dC_A} = \frac{K_2 C_R}{K_1^* C_A} - 1; \quad (46)$$

$$\frac{dC_S}{dC_A} = -\frac{R_2 C_R}{K_1^* C_A}. \quad (47)$$

На каждом элементарном участке хемосорбируется определенное количество, которое расходуется в соответствии с маршрутами и скоростями отдельных стадий для каждого процесса.

$$\Delta G_{BJ} = \beta_{AJ} \cdot \Delta F \cdot \Delta G_{BJ}. \quad (48)$$

Из полученных соотношений очевидна связь между процессами обмена на границе раздела фаз и составом образующихся продуктов, который рассчитывается методом последовательных приближений. Наличие этой связи позволяет проводить совместное решение уравнений тепло-массообмена с уравнениями, описывающими состав продуктов с последующим выбором оптимальных технологических параметров. При этом в качестве критерия, как правило, используются качественные показатели получаемых сульфопродуктов.

В результате обработки экспериментальных данных для высших спиртов были получены следующие уравнения:

$$C_R = \frac{C_{AO} - C_A - C_{RO}}{1 + \frac{k_2}{k_1} (C_{AO} - C_A)}, \quad \frac{k_2}{k_1} = 1,4 \cdot 10^{-5} \cdot \exp(-22/T_E),$$

где C_{AO} , C_{RO} – концентрация исходного и целевого продукта на входе в участок (моль/м³); C_A , C_R – концентрация исходного и целевого продукта на выходе из участка (моль/м³); k_1 , k_2 – константы скорости реакций образования целевого и суммы побочных продуктов.

На основании полученного математического описания процесса сульфатирования в пленочном реакторе были проведены исследования непосредственно на модели. В качестве выходного параметра была взята температура реакционной массы, от которой практически зависит качество получаемых продуктов сульфатирования. Для этого была составлена программа на алгоритмическом языке Pascal. В результате исследования было выявлено, что с увеличением расхода органического продукта при постоянном мольном отношении температурный пик жидкости повышается и сдвигается вдоль реактора (рис.1).

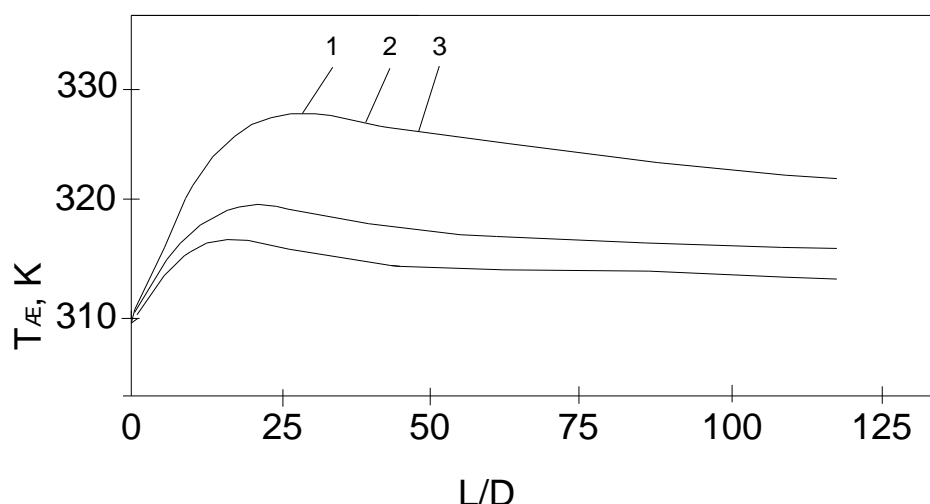


Рисунок 1 – Зависимость температуры реакционной массы ($T_{ж}$) от расхода органического реагента. Мольное отношение хемосорбированного к органическому реагенту 1,06 : 1. Концентрация SO_3 – 5 % об. Расход хладагента – 0,32 м³/час. Диаметр реакционной трубы – 0,037 м. Начальные температуры: органического реагента – 311°K; газа – 305 K; хладагента – 301 K. Расход органического реагента соответственно: 1-16 кг/час; 2-22 кг/час; 3-34 кг/час

При увеличении расхода газовой воздушной смеси практически никаких изменений в технологическом режиме не происходит (рис.2).

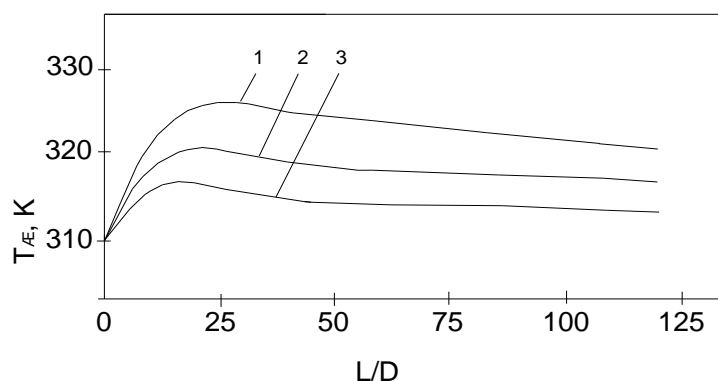


Рисунок 2 – Зависимость температуры реакционной массы ($T_{ж}$) от расхода хладагента. Расход органического реагента – 22 кг/час. Мольное отношение хемосорбированного SO_3 к органическому реагенту 1,06 : 1. Диаметр реакционной трубы – 0,037 м. Концентрация SO_3 – 5 % об. Начальные температуры: органического реагента – 311 K; газа – 305 K; хладагента – 301 K. Расход хладагента соответственно: 1-0,24 м³/час; 2-0,32 м³/час; 3-0,40 м³/час

При увеличении расхода хладагента снижается температурный пик жидкости и сдвигается к началу реактора (рис.3).

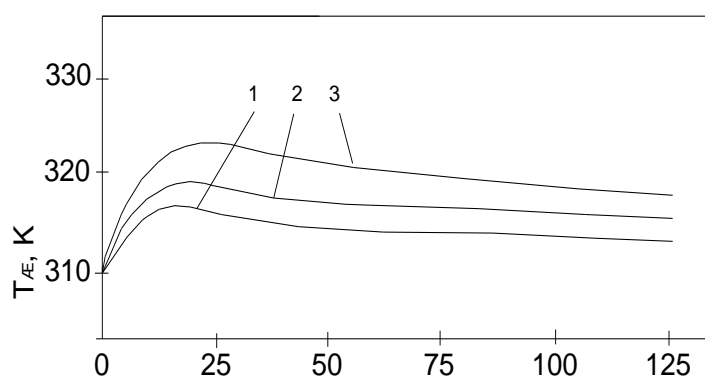


Рисунок 3 – Зависимость температуры реакционной массы ($T_{ж}$) от расхода газа. Расход органического реагента 22 кг/час. Мольное отношение хемосорбированного SO_3 к органическому реагенту – 0,96:1. Диаметр реакционной трубы – 0,037 м. Расход хладоагента – 0,36 м³/час. Начальные температуры: органического реагента – 311 К; газа – 305 К; хладоагента – 301 К. Расход газовоздушного потока соответственно, м³/час

Представляют интерес данные о влиянии на процесс сульфатирования изменения температур исходных реагентов. Изменение температуры исходного органического продукта практически не влияет на параметры процесса. Это является положительной чертой процесса. Изменение температуры газовоздушного потока влияет на весь технологический режим.

Увеличение диаметра реакционной трубы положительно сказывается на температурные условия процесса (рис.4).

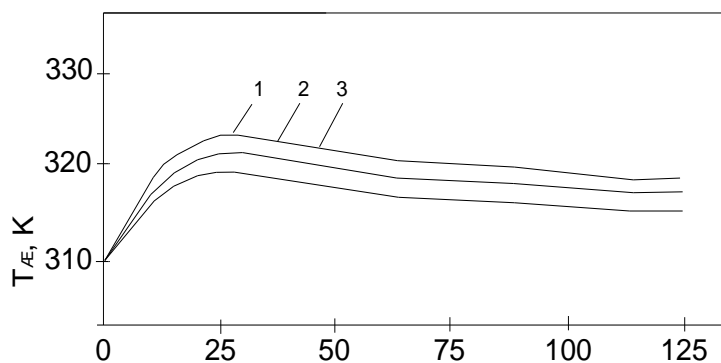


Рисунок 4 – Зависимость температуры реакционной массы ($T_{ж}$) от диаметра реакционной трубы. Расход органического реагента – 22 кг/час. Мольное отношение хемосорбированного SO_3 к органическому реагенту – 1,06 : 1. Концентрация – SO_3 5 % об. Расход хладоагента – 0,32 м³/час. Начальные температуры: органического реагента – 311 К; газа – 305 К; хладоагента – 301 К. Диаметр реакционной трубы соответственно: 1 – 0,021 м; 2 – 0,027 м; 3 – 0,037 м

Таким образом, были получены данные о том, что в начальной части реактора выделяется основное количество тепла, в результате чего образуется пик температуры жидкости. Температура газа резко не повышается у входа в реактор. Значительное количество тепла в первой половине реактора переводится в газовый поток. Но в конце реактора температура газа больше температуры жидкости и часть тепла передается жидкости. Параметрами, которые оказывают основное влияние на технологический

режим, являются мольное отношение реагентов, расход органического продукта, температура газоздушного потока, температура и расход хладоагентов.

Дальнейшие исследования в данном направлении будут заключаться в разработке новых методик расчета промышленных систем.

Литература

1. Морковкин М.Г. Современная технология производства натрийалкилсульфатов и синтетических моющих порошков.– М.: НИИТЭХИМ, 1971. – 43 с.
2. Johnson G.R., Grynes B.L. Modelling of a thin-film sulphur trioxide sulfonation reactor. Ind. Eng. Chem.. Process. 1974, vol.13, No 1, pp. 1-35.
3. Соколов В.Н., Доманский И.В. газожидкостные реакторы. – Л.: Машиностроение, 1986. – 215с.
4. Данквертс П.В. Газожидкостные реакции. – М.: Химия, 1973.– 296 с.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
6. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сухомел А.С. Теплопередача. – М.: Энергия. 1969. – 439 с.
7. Безденежных А.А. Математические модели химических реакторов. – Киев.: Техника.1970. – 176 с.

УДК 661.185

Подустов М.О., Петров В.М.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ СУЛЬФАТУВАННЯ ОРГАНІЧНИХ ПРОДУКТІВ У ВИРОБНИЦТВІ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН

Приведено математичний опис процесу сульфатування органічних продуктів. Показано, що в його основу покладено рівняння тепло- і масообміну і рівняння, що описують склад отриманих продуктів. Проведено математичне моделювання процесу сульфатування, визначена його параметрична чутливість.