

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ БИОКАТАЛИТИЧЕСКОГО ОКИСЛЕНИЯ ФЕНОЛА АКТИВАТОРАМИ МЕЖФАЗНОГО ПЕРЕНОСА КИСЛОРОДА

© 2011 г. **И.С. Боровкова,
В.В. Вольхин, Д.А. Казаков**

Пермский государственный технический университет

Введение

Объемы фенолсодержащих сточных вод велики, а их составы разнообразны, что создает трудности при очистке таких стоков и приводит к необходимости поиска все новых подходов к решению этой проблемы. В основу процессов очистки сточных вод от фенола положены физические, физико-химические, химические и биологические методы; биокаталитические методы привлекают все большее внимание [1]. Биокаталитическое окисление фенола идет в гетерогенной системе газ—жидкость—кваситвердая фаза (клетка) и включает стадию массопереноса кислорода из газовой фазы в жидкую, которая способна лимитировать скорость всего процесса. Один из основных путей ускорения переноса кислорода из газовой фазы в водную — интенсификация перемешивания жидкой среды, однако довольно высокая чувствительность некоторых микроорганизмов к повышенным скоростям перемешивания [2] и количеству поступающего кислорода может ограничивать пределы регулирования этого фактора. Поэтому необходимы новые подходы к оптимизации транспорта кислорода в реакционное пространство при биокаталитическом окислении фенола.

Газовый компонент в системе газ—жидкость может переноситься в результате молекулярной (1) и конвективной (2) диффузии:

$$\frac{dM}{d\tau} = -DdF \frac{dC}{dn}, \quad (1)$$

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + w \text{grad } C = D \nabla^2 C, \quad (2)$$

где M — масса вещества, $d\tau$ — время, dF — элементарная поверхность нормальная к направлению диффузии, D — коэффициент молекулярной диффузии, C — концентрация; dC/dn — градиент концентрации по нормали к элементарной поверхности dF , w — вектор скорости движущейся среды.

На границе движущихся потоков двух фаз появляется подвижная поверхность раздела. В каждой фазе есть ядро, составляющее основной объем фазы, и пограничный слой у границы каждой фазы (рис. 1). В ядре вещество переносится преимущест-

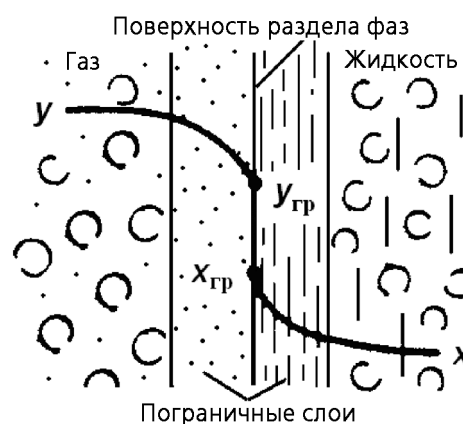


Рис. 1. Схема строения межфазной границы газ-жидкость, где Y, X — концентрации кислорода в газовой, жидкой (водной) фазе соответственно, $Y_{гр}, X_{гр}$ — концентрации O_2 на границе со стороны соответственно газовой, жидкой фаз, равновесных соответственно с жидкой, газовой фазами

Боровкова И.С. — аспирант кафедры химии и биотехнологии.
Тел.: (342) 2-391-511. E-mail: borovkova_irina_s@mail.ru.

Вольхин В.В. — докт. хим. наук, профессор, зав. той же кафедрой.
Тел.: (342) 2-391-511. E-mail: vvv@purec.pstu.ac.ru.

Казаков Д.А. — канд. хим. наук, ст. преподаватель той же кафедры.
Тел.: (342) 2-391-511. E-mail: kazakovbiotech@mail.ru.

венно вследствие турбулентных пульсаций (т.е. конвективной диффузии), тогда как в пограничном слое турбулентность затухает, массоперенос переходит в режим молекулярной диффузии, и его скорость существенно понижается [3]. Основное сопротивление массопереносу O_2 из газовой фазы в водную оказывает пограничный ($< 0,1$ -мм) слой со стороны жидкой фазы. Чтобы ускорить процесс массопереноса кислорода необходимо воздействовать на пограничный слой со стороны жидкой фазы.

Общую скорость массопереноса в системе газ-жидкость можно описать уравнением для жидкой фазы:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (x_{гр} - x), \quad (3)$$

где a — удельная поверхность раздела фаз газ-жидкость, $K_L a$ — объемный коэффициент массопереноса, $x_{гр}$ — равновесная с газовой фазой концентрация O_2 на границе жидкой фазы, x — концентрации O_2 в жидкой (водной) фазе.

Перемешивание — наиболее распространенный путь ускорения межфазных процессов в системах, содержащих жидкую фазу. Для интенсификации массопереноса кислорода в системах газ-жидкость начинают применять активаторы межфазного переноса, в качестве которых можно использовать твердофазные и жидкофазные активаторы (ТФА и ЖФА). Разработано много моделей для описания механизма процесса массопереноса в присутствии ТФА и ЖФА [4—6]. Однако до сих пор точная причина повышения массопереноса газов под действием активаторов не известна. Кроме того, литературные данные по влиянию ТФА и ЖФА на массоперенос кислорода противоречивы: при обсуждении действия одних и тех же соединений различными авторами сообщается как об увеличении, так и о снижении скорости массопереноса кислорода. Например, согласно [7] при введении в систему *n*-додекана объемный коэффициент массопереноса увеличивается в 1,4 раза, а согласно [8] никаких изменений в интенсивности массопереноса кислорода в присутствии *n*-додекана не обнаружено. Противоречивые выводы возникают, главным образом, из-за несопоставимых гидродинамических условий исследований. Однозначные прогнозы по влиянию активаторов межфазного переноса кислорода на результаты процесса нельзя сделать и в случае биокаталитического окисления фенола.

Цели данной работы — изучение влияния разных активаторов межфазного переноса в сопоста-

вимых гидродинамических условиях на скорость транспорта кислорода в системе газ-жидкость; определение характера зависимости скорости процесса биокаталитического окисления фенола от интенсивности массопереноса O_2 из газовой фазы в водную; определение возможности интенсификации этого процесса за счет активаторов межфазного переноса кислорода.

Экспериментальная часть

В качестве объектов исследования были выбраны: графит, кварцевый песок, диоксид титана (рутил), активированный уголь марки БАУ, аэросил А-380 и *n*-додекан. Выбор веществ в качестве потенциальных активаторов межфазного переноса кислорода основывается на анализе данных [9—12] и, вместе с тем, обеспечивает возможность сравнения эффективности твердо- и жидкофазных активаторов в сопоставимых гидродинамических условиях — скорости перемешивания, интенсивности барботажа. В группе исследованных твердых веществ можно выделить пары: активированный уголь—графит, аэросил—кварцевый песок, характеризующиеся близостью химического состава, но первые вещества в этих парах имеют развитые поверхности частиц, а вторые значительно уступают им по этому показателю.

Экспериментальная установка состояла из барботажного абсорбера с механическим перемешиванием жидкости «BIOSTAT A-plus» (Sartorius, Германия) с эллиптическим днищем и открытой 6-лопастной турбинной мешалкой, и амперметрического датчика для определения содержания кислорода в жидкой фазе «Oxyferm FDA-160» (Hamilton, Швейцария), работающего в автоматическом режиме.

Скорость перемешивания варьировали в диапазоне 100—1200 об/мин. В качестве характеристики режима перемешивания в реакторе использовали модифицированный критерий Рейнольдса [13]:

$$Re_m = nd^2\rho/\mu, \quad (4)$$

где n — число оборотов мешалки в единицу времени, s^{-1} ; d — диаметр мешалки, м; ρ — плотность жидкости, $кг/м^3$; μ — динамическая вязкость жидкости, Па·с.

Воздух в реактор подавали через перфорированное — с 13 отверстиями диаметром 0,5 мм трубчатое кольцо диаметром 45 мм, под мешалкой. Объемная скорость подачи воздуха 1600 мл/мин соответствует приведенной скорости газовой фазы в свободном

сечении реактора 2,8 мм/с. Общий объем фаз в абсорбере составлял 400 мл. Эксперименты проводили при атмосферном давлении. В реакторе поддерживали температуру $30 \pm 0,5$ °С.

Определение объемного коэффициента массопередачи ($K_L a$) кислорода из воздушной фазы в водные среды, характеризующего интенсивность массообмена кислорода между фазами, проводили методом десорбции — насыщения. Десорбцию кислорода из водной фазы выполняли с использованием особо чистого азота. Объемный коэффициент массопередачи рассчитывали по формуле [7]:

$$K_L a = \frac{1}{\tau} \ln \frac{C^* - C_0}{C^* - C}, \quad (5)$$

где C^* , C_0 , C — соответственно равновесная, начальная и текущая концентрации кислорода в водной фазе, моль/л; τ — время, ч.

Концентрации фенола в водных средах определяли экстракционно-фотометрическим методом, используемым при анализе массовой концентрации летучих фенолов в водных средах [14].

Для оценки влияния исследуемых в качестве активаторов веществ на скорость массопередачи кислорода использовали коэффициент усиления:

$$E = K_L a / (K_L a_0), \quad (6)$$

где $K_L a$ и $K_L a_0$ — соответственно объемные коэффициенты массопередачи кислорода из воздушной фазы в водную в присутствии активатора и для чистой водной фазы, ч^{-1} .

Результаты и их обсуждение

Влияние активаторов на интенсивность массопереноса кислорода из газовой фазы в водную. Изучено влияние графита, кварцевого песка, аэросила, диоксида титана, активированного угля на массоперенос O_2 из газовой фазы в водную при разных гидродинамических условиях. Твердофазные вещества, исследованные в качестве активаторов межфазного переноса кислорода, были использованы в виде мелкодисперсных порошков (фракция 63—100 мкм). На основе предварительных экспериментов была принята концентрация ТФА в жидкой фазе 0,0125 мас.%. В жидкой фазе они образовывали тонкие суспензии. В условиях перемешивания ни одна из твердофазных добавок не выпадала в донную фазу. На основе полученных экспериментальных данных построены зависимости коэффициента усиления

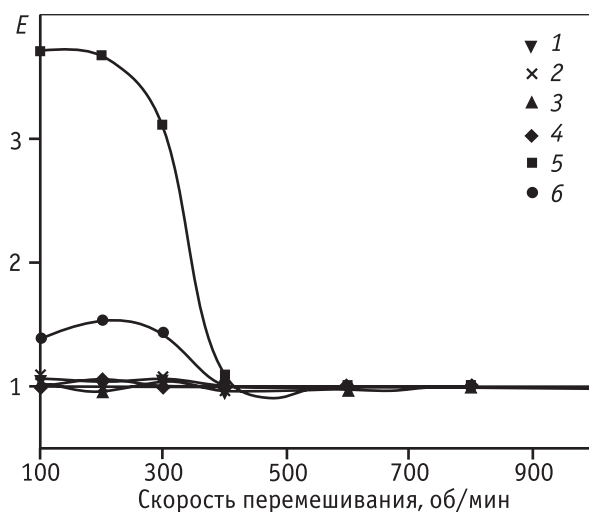


Рис. 2. Зависимость коэффициента усиления массопереноса кислорода из газовой фазы в водную от скорости перемешивания: 1 — чистая вода; 2–6 — вода с добавками: графит (2), кварцевый песок (3), диоксид титана (4), активированный уголь (5), аэросил (6)

массопереноса O_2 из газовой фазы в водную в присутствии разных добавок от скорости перемешивания (рис. 2).

Установлено, что в присутствии графита, кварцевого песка и диоксида титана объемный коэффициент массопереноса кислорода почти не изменился. Однако при введении в систему активированного угля (АУ), аэросила (АС) с развитой поверхностью, коэффициент E существенно увеличился. Эффект проявился при скоростях перемешивания 100—300 об/мин [$Re = (0,4 \div 1,2) \cdot 10^4$] и достиг максимального $E = 3,7$ и $1,5$ соответственно.

Наблюдаемое явление можно объяснить на основе представлений о «челночном» механизме [15], согласно которому частицы вещества с высокоразвитой поверхностью соприкасаются с воздухом и сорбируют кислород. Затем они возвращаются в объем жидкости и насыщают ее кислородом. В результате интенсификации массопереноса кислорода увеличивается коэффициент массопередачи (K_L) и повышается $K_L a$. Но при дальнейшей интенсификации перемешивания (400—1000 об/мин) резко понижается $K_L a$ из-за сокращения времени контакта частиц активатора с газовой фазой [15].

Природа твердых веществ, испытанных в качестве активаторов, влияет на интенсивность массопереноса кислорода из газовой фазы в водную. Частицы АУ и АС с развитой поверхностью способны адсорбировать O_2 , но АС в меньшей степени, чем АУ.

Другие испытанные вещества такой способностью практически не обладают.

Аналогичное исследование проведено с ЖФА межфазного переноса кислорода *n*-додеканом. Известно [2, 12], что *n*-додекан — один из самых эффективных ЖФА. Он образует с водой при перемешивании эмульсию. На рис. 3 представлены экспериментальные данные по влиянию *n*-додекана на массоперенос O_2 при разных скоростях перемешивания жидкой фазы в условиях барботажа воздуха. Судя по полученным зависимостям, добавка *n*-додекана значительно увеличивает скорость массопереноса кислорода. Одновременно обнаружено, что интенсивность транспорта O_2 возрастает при концентрации *n*-додекана до 0,5 мас.%, но дальнейшее увеличение его концентрации до 5,0 мас.% вызывает снижение коэффициента массопереноса, и такой результат коррелирует с повышением вязкости среды. Имеет значение величина скорости перемешивания: при 200—600 об/мин [$Re = (0,8 \div 2,5) \cdot 10^4$] рассматриваемый эффект почти не проявляется. Объемные коэффициенты массопередачи кислорода $K_L a$ при введении в водную фазу *n*-додекана повышаются лишь в условиях интенсивного перемешивания при скоростях от 800 до 1000 об/мин [$Re = (3,4 \div 4,2) \cdot 10^4$], при этом зависимость $K_L a$ от скорости перемешивания проходит через максимум. Замечено, что интенсивное перемешивание вызывает тонкое диспергирование *n*-додекана в водной среде,

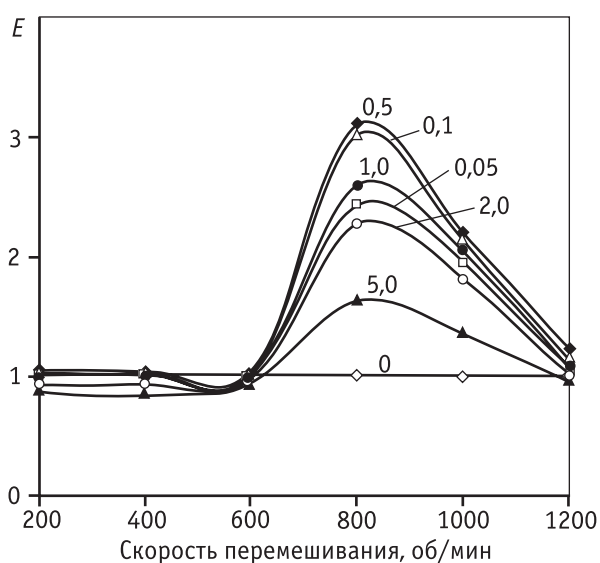


Рис. 3. Зависимости коэффициента усиления от скорости перемешивания в условиях барботажа (1,6 л/мин) при разном содержании, мас.%, *n*-додекана в эмульсии (у кривых)

что благоприятно сказывается на скорости массопереноса O_2 .

Дальнейшее увеличение скорости перемешивания приводит к снижению коэффициента усиления, и при 1200 об/мин ($Re = 5,0 \cdot 10^4$) значения E почти такие же, как при низких скоростях перемешивания 200—600 об/мин [$Re = (0,8 \div 2,5) \cdot 10^4$].

Наблюдаемое влияние гидродинамических условий на величину $K_L a$ в водной эмульсии *n*-додекана можно объяснить, основываясь на «челночном» механизме массопереноса газа. В оптимальном диапазоне скоростей перемешивания жидкости (800—1000 об/мин) частицы органической фазы бомбардируют поверхность пузырей газа, закрепляются на ней, насыщаются кислородом и затем, отрываясь от пузырей, переносят O_2 в водную фазу. Реализация такого механизма повышает $K_L a$ за счет увеличения K_L . Возможно также, что мелкие капли углеводорода в виде квазитвердых сферических частиц влияют непосредственно на структуру пограничного слоя.

Увеличение a — удельной поверхности раздела фаз также способствует росту величины $K_L a$. При низкой интенсивности перемешивания смеси жидкостей эмульсия не образуется и величина a остается малой. Органические вещества при этом могут сохранять целостную пленку на поверхности раздела водной и газовой фаз, которая служит механическим барьером, создающим дополнительное сопротивление массопереносу кислорода. Поэтому объемный коэффициент массопереноса $K_L a$ при низких скоростях перемешивания не возрастает. При слишком высоких скоростях перемешивания, например 20 об/с ($Re = 5,0 \cdot 10^4$), из-за конструктивных особенностей используемого барботажного реактора толщина слоя жидкости, подвергающейся барботажу, значительно сокращается, и вероятность ее взаимодействия с воздухом вследствие барботажа понижается. При высокой скорости перемешивания в реакторе небольшого объема возможно также разделение водной и органической (*n*-додекан) фаз по их плотностям, что сокращает межфазную поверхность раздела фаз. Эти явления не только минимизируют изменение $K_L a$, но в присутствии *n*-додекана могут даже уменьшить ее по сравнению с чистой водной фазой при 20 об/с.

Таким образом, ТФА (АУ, АС) и ЖФА (*n*-додекан) позволяют существенно увеличить значения объемных коэффициентов массопереноса кислорода $K_L a$. Максимальные коэффициенты усиления E для ТФА и ЖФА проявляются при разных скоростях пере-

мешивания, поэтому выбирать активатор для конкретного гетерогенного процесса следует с учетом гидродинамического режима его проведения.

Влияние интенсивности массопереноса кислорода на скорость биокаталитического окисления фенола. Для биокаталитического окисления фенола был использован консорциум микроорганизмов-деструкторов, выделенный из активного ила очистных сооружений ООО «Лукойл-Пермнефтеоргсинтез» и потребляющий фенол в качестве единственного источника углерода и энергии. Начальная концентрация фенола в растворе составляла 100–110 мг/л. Экспериментально определили влияние скорости перемешивания и интенсивности барботаж на скорость биокаталитического окисления фенола.

При обобщении результатов исследования влияния указанных факторов на процесс биокаталитического окисления фенола учитывали соответствующие значения $K_L a$, измеренные для чистых водных сред. Зависимость общей скорости процесса биокаталитического окисления фенола от экспериментально установленных значений $K_L a$ представлена на рис. 4.

Как видно, зависимость скорости биокаталитического окисления фенола от величины объемного коэффициента массопереноса $K_L a$ проходит через максимум. При увеличении коэффициента $K_L a$ от 2,8 до 18,5 ч⁻¹ скорость биокаталитического окисления фенола повышается с 24,9 до 60,0 мг/(л·ч), т.е. в 2,4 раза, что объясняется предотвращением недостатка кислорода в культуральной жидкости. Однако при дальнейшем увеличении интенсивности

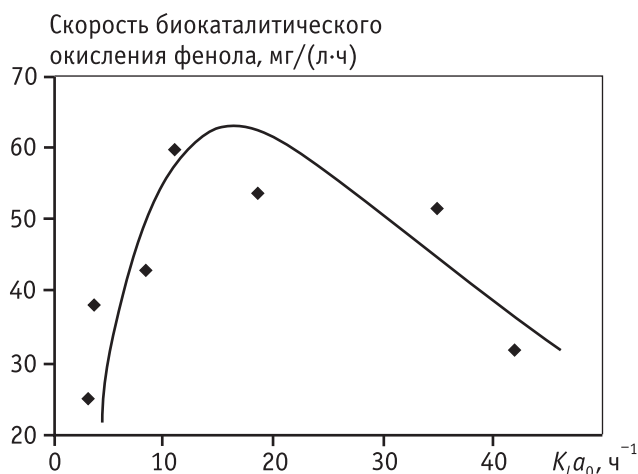


Рис. 4. Зависимость скорости биокаталитического окисления фенола от $K_L a_0$

барботаж и скорости перемешивания, что приводит к росту $K_L a$ от 34,8 до 42,0 ч⁻¹; скорость биокаталитического окисления фенола снижается, это можно объяснить угнетением жизнедеятельности микроорганизмов в системе из-за избыточного поступления O_2 в водную среду.

Влияние активаторов межфазного переноса кислорода на скорость биокаталитического окисления фенола. В соответствии с приведенными экспериментальными данными наиболее эффективным активатором межфазного переноса кислорода среди исследованных образцов твердофазных веществ является активированный уголь. Поэтому для интенсификации биокаталитического окисления фенола в качестве ТФА был использован АУ (0,0125 мас.%). В его присутствии (рис. 5) скорость деградации фенола увеличилась с 27,3 до 32,7 мг/(л·ч), что соответствует диапазону коэффициента $K_L a$ водной системы от 2,8 до 4,0 ч⁻¹. Повышение скорости процесса составляет около 20 % и коррелирует с увеличением объемных коэффициентов массопереноса кислорода $K_L a$ из газовой фазы в водную.

Определена возможность интенсификации процесса биоокисления фенола в присутствии н-додекана в качестве активатора межфазного переноса кислорода. При введении в систему н-додекана (рис. 6) скорость биокаталитического окисления фенола не только не возросла, но снизилась в среднем с 25,3 до 12,4 мг/(л·ч). Этим условиям соответствуют зна-

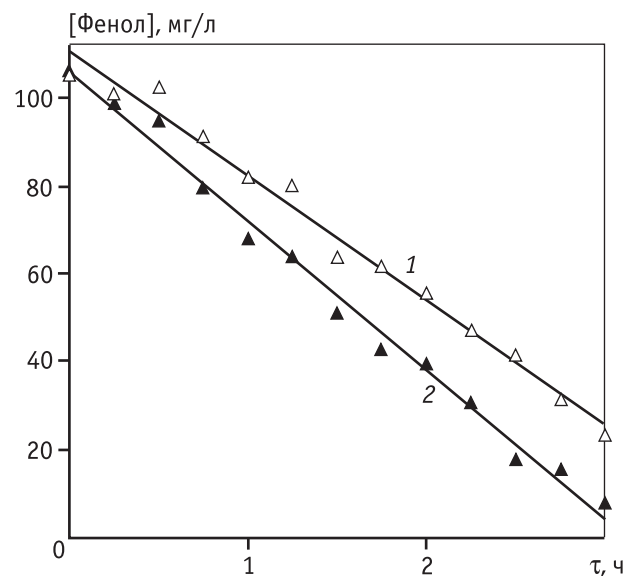


Рис. 5. Кинетические кривые биоокисления фенола (перемешивание 200 об/мин): 1 – без добавки; 2 – с введением 0,0125 мас.% АУ

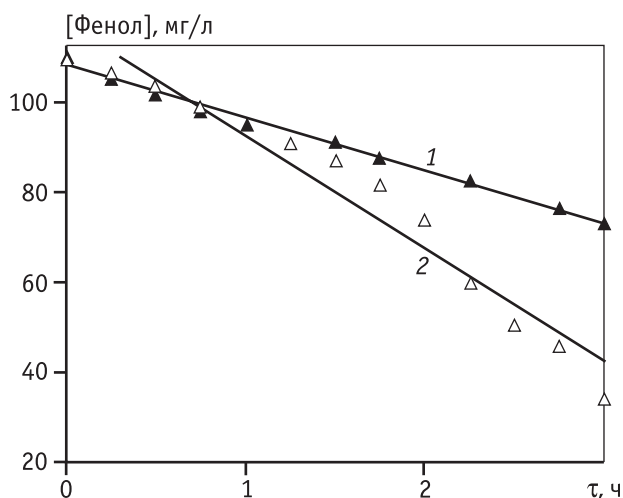


Рис. 6. Кинетические кривые биоокисления фенола (барботаж 1,6 л/мин; перемешивание 800 об/мин): 1 – без добавки; 2 – с введением 0,5 мас.% н-додекана

чения $K_L a > 20 \text{ ч}^{-1}$ для водной фазы, следовательно процесс биокаталитического окисления фенола идет в области избыточного поступления кислорода и в условиях высоких скоростей вращения мешалки. В этих условиях может происходить угнетение жизнедеятельности микроорганизмов. Возможно также проявление ингибирующего действия н-додекана на микроорганизмы.

Выводы

1. Изучено влияние ряда веществ, находящихся в твердом и жидком состояниях, на массоперенос O_2 из газовой фазы в водную в сопоставимых гидродинамических условиях. Установлено, что при введении в систему графита, кварцевого песка и диоксида титана (рутила) коэффициент усиления E массопереноса кислорода в водную фазу изменяется незначительно, что можно объяснить отсутствием у частиц этих веществ достаточной способностью поглощать кислород из газовой фазы. Однако введение в систему частиц активированного угля, аэросила (0,0125 мас.%), обладающих развитой поверхностью, и н-додекана (0,5 мас.%), проявляющего способность растворять кислород, вызывает существенное повышение объемных коэффициентов массопереноса кислорода $K_L a$. Положительный эффект твердофазных активаторов проявляется в области низких скоростей перемешивания (100–300 об/мин), тогда как жидкофазных — в области высоких (800–1000 об/мин).

2. Результаты влияния активаторов на межфазный перенос O_2 объяснены с позиций «челночного» механизма, согласно которому происходят адсорбция кислорода из газовой фазы частицами активатора, а затем его перенос в ядро жидкости и десорбция.

3. Показано, что степень влияния разных факторов (перемешивание, барботаж) определяется соответствующим изменением величины $K_L a$. При увеличении коэффициента $K_L a$ от 2,8 до $18,5 \text{ ч}^{-1}$ скорость биокаталитического окисления фенола повышается в 2,4 раза.

4. Показано, что наиболее эффективный активатор межфазного переноса O_2 — активированный уголь БАУ позволяет повысить скорость биокаталитического окисления фенола примерно на 20%. Интенсификация процесса достигается при содержании активированного угля 0,0125 мас.% и скорости перемешивания 200 об/мин. Предлагаемый способ позволит сократить время проведения технологического процесса без дополнительного потребления энергии в отличие от известных методов.

Литература

1. Сульман Э.М., Долуда В.Ю., Матвеева В.Г. и др. Комбинированное каталитическое и биокаталитическое окисление фенола на новых полимерных катализаторах // Химия и химическая технология. 2007. Т. 50. № 2. С. 59.
2. Galaction A., Cascaval D., Oniscu C., Turnea M. Enhancement of oxygen mass transfer in stirred bioreactors using oxygen-vectors. 1. Simulated fermentation broths// Bioprocess Biosyst. Eng. 2004. Vol. 26. P. 231.
3. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Часть 2. массообменные процессы и аппараты. М.: Химия, 1995.
4. Ruthiya K.C., Schaaf J. van der, Kuster B.F.M. Mechanisms of physical and reaction enhancement of mass transfer in a gas inducing stirred slurry reactor // Chem. Eng. J. 2003. Vol. 96. P. 55.
5. Kluytmans J.H.J., Wachem B.G.M. van, Kuster B.F.M., Schouten J.C. Mass transfer in sparged and stirred reactors: influence of carbon particles and electrolyte // Chemical Engineering Science. 2003. Vol. 58. P. 4719.
6. Lineka V., Kordac M., Soni M. Mechanism of gas absorption enhancement in presence of fine solid particles in mechanically agitated gas–liquid dispersion. Effect of molecular diffusivity // Chemical Engineering Science. 2008. Vol. 63. P. 5120.

7. *Clarke K.G., Williams P.C., Smit M.S., Harrison S.T.L.* Enhancement and repression of the volumetric oxygen transfer coefficient through hydrocarbon addition and its influence on oxygen transfer rate in stirred tank bioreactors // *Biochem. Eng. J.* 2006. Vol. 28. P. 237.
8. *Boltes K., Caro A., Leton P.* et al. Gas–liquid mass transfer in oil–water emulsions with an airlift bio-reactor // *Chem. Eng. and Proc.* 2008. Vol. 47. P. 2408.
9. *Dagaonkar M.V., Heeres H.J., Beenackers A.A.C.M., Pangarkar V.G.* The application of fine TiO₂ particles for enhanced gas absorption // *Chemical Engineering Journal.* 2003. Vol. 92. P. 151.
10. *Rosu M., Schumpe A.* Influence of surfactants on gas absorption into aqueous suspensions of activated carbon // *Chem. Eng. Science.* 2007. Vol. 62. P. 5458.
11. *Zhang W., Chen G., Li J., Liu J.* Intensification of mass transfer in hollow fiber modules by adding solid particles // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2009. Vol. 48. P. 8655.
12. *Cascaval D., Galaction A.I., Folescu E., Turnea M.* Comparative study on the effects of n-dodecane addition on oxygen transfer in stirred bioreactors for simulated, bacterial and yeasts broths // *Biochem. Eng. J.* 2006. Vol. 31. P. 56.
13. *Stamenković O.S., Lazić M.L., Todorović Z.B.* et al. The effect of agitation intensity on alkali-catalyzed methanolysis of sunflower oil // *Bioresource Technology.* 2007. Vol. 98. P. 2688.
14. *Коренман И.М.* Фотометрический анализ. Методы определения органических соединений. М.: Химия, 1975.
15. *Kaya A., Schumpe A.* Surfactant adsorption rather than «shuttle effect»? // *Chem. Eng. Science.* 2005 Vol. 60. P. 6504.

УДК 547.595 + 664.38

ИЗУЧЕНИЕ СОРБЦИИ МАРКЕРА БЕЛКОВОЙ ПРИРОДЫ – ЖЕЛАТИНА НА ПОРИСТОЙ ПОДЛОЖКЕ ИЗ ЛУБА БЕРЕЗЫ

© 2011 г. **Е.В. Веприкова,**
М.Л. Щипко, **С.А. Кузнецова,**
Б.Н. Кузнецов

Институт химии и химической технологии СО РАН, г. Красноярск

Введение

Разработка современных биокаталитических технологий для разных отраслей промышленности — актуальное и быстро развивающееся направление. Применение биокатализаторов позволяет получать разные химические вещества, в том числе пищевого и медицинского назначения [1— 6].

Один из путей повышения стабильности и активности биокатализаторов — их адсорбционная иммо-

билизация на твердых подложках. Для реализации этого направления был разработан активный катализатор, получаемый сорбцией глюкоамилазы на мезопористом углеродном носителе «Сибунит» [2]. Целесообразность применения этого носителя была показана при иммобилизации нитрилгидратазы [4]. Эффективность действия биокатализаторов на подложках из природного сырья продемонстрирована в процессе инверсии сахарозы [7].

Использование древесных отходов при получении подложек для иммобилизации ферментов и микроорганизмов позволяет снизить себестоимость биокатализаторов. Существенное сокращение себестоимости подложек из доступного растительного сырья достигается, если технология их получения не содержит энергоемких стадий карбонизации и

Веприкова Е.В. – канд. техн. наук, науч. сотрудник. Тел.: (391) 244-91-20. E-mail: veprikova2@mail.ru.

Щипко М.Л. – гл. науч. сотрудник.

Кузнецова С.А. – докт. хим. наук, вед. науч. сотрудник. Тел.: (391) 249-54-81. E-mail: ksa@icct.ru.

Кузнецов Б.Н. – докт. хим. наук, зав. лаборатории каталитической химии угля и биомассы. Тел.: (391) 249-48-94. E-mail: bnk@icct.ru.