

Р. Б. Хабибрахманов, С. Г. Мухачев

ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООБМЕННЫХ ХАРАКТЕРИСТИК АППАРАТОВ С ПЕРФОРИРОВАННЫМИ МЕШАЛКАМИ СУЛЬФИТНЫМ МЕТОДОМ

Ключевые слова: мешалка, удельная мощность, аэрация, коэффициент массопередачи кислорода.

Исследована зависимость коэффициента массопередачи кислорода от режимных параметров процесса абсорбции кислорода раствором сульфита натрия в аппарате с одно- и многоярусными перфорированными мешалками с наклонными рабочими плоскостями. Показано, что изменение величины удельной аэрации приводит к смене зависимости энергетической эффективности массопередачи кислорода от угла наклона рабочих поверхностей мешалки и скорости ее вращения.

Key words: stirrer, power density, aeration, oxygen mass transfer factor.

The research work describes the dependence of oxygen mass transfer factor on operation parameters of oxygen absorption by sodium sulfite solution in the apparatus with one- and multitier perforated stirrers with inclined planes. It is shown, that change of specific aeration value leads to change in dependence of oxygen mass transfer energetic efficiency on the angle of inclination of stirrer working surface and stirrer rotation rate.

Введение

Эффективность перфорированных мешалок по отношению к открытым турбинным мешалкам исследовалась ранее применительно к процессу транспорта кислорода [1 - 4]. Однако, до настоящего времени не определен ряд зависимостей, характеризующих многоярусные мешалки дискового типа с наклонными рабочими поверхностями, в частности, изменение массообменных характеристик в зависимости от угла наклона конструктивных элементов и величины удельной аэрации. Целью работы являлось частичное восполнение этого пробела на основе исследования лабораторных моделей биореактора с экспериментальными мешалками.

Определение зависимостей мощностных характеристик, а также энергоэффективности перфорированных мешалок, имеет решающее значение при конструировании биореакторов интенсивного действия, позволяющих проводить процессы с «плотными культурами» при высоких концентрациях микробной биомассы (80 и более г/л). При таких концентрациях микроорганизмов в биореакторе образуется достаточно устойчивая пена, параметры которой в свою очередь определяются режимами аэрации и перемешивания.

Конструкция аппарата

Аппарат (биореактор) разборной конструкции позволяет устанавливать различные типы мешалок с цанговыми зажимами. Геометрический объем аппарата составляет 6 - 9 л в зависимости от типа и количества устанавливаемых цанг. Конструкция аппарата и средств измерения описана ранее [4].

Исследовались одно- и многоярусные мешалки ряда конструкций [4]. Это диски с отогнутыми секторами, гофрированный диск и турбинная шестилопастная мешалка с противоположно наклоненными смежными лопастями.

Геометрические характеристики ярусов мешалок равны: 1) диск с двумя отогнутыми секторами – диаметр 100 мм, угол наклона секторов к горизонтальной плоскости (β) 10, 17, 35 и 55 градусов, площадь отогнутых секторов 53,8 см²; 2) гофрированный

диск – диаметр 100 мм, β = 20 градусов, площадь секторов 64,4 см²; 3) турбина с наклонными лопастями – диаметр 95 мм, β = 60 градусов, площадь лопастей 46,2 см². Рабочие поверхности мешалок перфорированы. Отверстия перфорации конические, с наименьшим диаметром 3 мм и углом конусности 90 градусов.

Геометрические параметры исследованных вариантов конструкции мешалок равны: №1 – диск, β = 17 градусов, L/d = 1; №2 – диск, β = 35 градусов, L/d = 1; №3 – диск, β = 55 градусов, L/d = 1; №4 – диск гофрированный, β = 20 градусов, L/d = 1; №5 – турбина, β = 60 градусов, L/d = 1; №6 – 2 диска, β = 35 и 35 градусов, L/d = 0,5; $\Delta L/d$ = 0,5; №7 – 2 диска, β = 35 и 35 градусов, L/d = 0,5; $\Delta L/d$ = 1; №8 – 3 диска, β = 35, 35 и 17 градусов, L/d = 0,5; $\Delta L/d$ = 0,5; №9 – 3 диска, β = 10, 10 и 10 градусов, L/d = 0,5; $\Delta L/d$ = 0,5; №10 – 2 диска, β = 10 и 10 градусов, L/d = 0,5; $\Delta L/d$ = 1. Здесь L/d – отношение расстояния от днища аппарата до нижнего яруса мешалки к диаметру мешалки; $\Delta L/d$ – отношение расстояния между ярусами к диаметру мешалки.

Все эксперименты проведены на одном реакторе геометрического объема 6 л с вертикально установленным валом перемешивающего устройства и нижним приводом. В реакторе установлены 4 отражающие перегородки. Высота столба жидкости равна диаметру реактора.

Результаты и их обсуждение

В качестве модельной среды в проведенных экспериментах использовался раствор сульфита натрия в дистиллированной воде с концентрацией 37,5 г/л. В качестве катализатора реакции окисления использовался сульфат кобальта.

В таблице 1 представлены условия проведения экспериментов по измерению массообменных параметров лабораторного биореактора с использованием сульфитной методики.

Во всех экспериментах объем жидкой фазы был постоянен и равен 3 л, концентрация сульфита натрия – 37,5 г/л.

Таблица 1 – Физико-химические факторы, определяющие условия экспериментов

№ К	T _Л	T _Г	P	C _{ВЫХ}	C ^{O₂} _Г	pO ₂
1	31,0	27,0	755	11,65	15,84	6,40
2	30,8	27,5	762	10,23	15,00	6,10
3	31,0	27,0	762	9,67	14,59	6,02
4	31,0	27,3	758	10,97	15,36	5,99
5	30,7	27,0	744	10,00	14,82	7,20
1	24,5	26,0	770	13,77	17,14	6,68
2	25,4	27,0	770	14,83	17,77	6,66
3	26,5	27,0	770	14,82	17,72	6,65
4	27,1	28,0	770	14,33	17,44	6,52
5	23,4	26,0	772	13,97	17,23	6,64
1	31,9	27,0	755	14,85	17,66	6,45
2	31,8	27,5	755	15,84	18,35	6,48
3	31,4	27,5	755	15,76	18,20	6,54
4	31,6	28,0	755	14,40	17,48	6,41
6	30,6	28,0	744	10,68	15,26	7,22
7	28,8	27,0	744	11,04	15,46	7,30
6	21,3	27,0	772	14,24	17,35	6,61
7	20,9	27,0	772	14,25	17,40	6,50
6	31,3	28,0	735	16,59	18,64	7,30
7	31,6	27,5	735	16,02	18,37	7,40
8	28,6	27,0	754	17,07	18,95	7,41
8	30,5	26,5	754	11,18	15,59	7,42
8	32,3	27,0	754	8,45	13,77	7,41
8	28,8	28,0	767	18,93	19,93	7,23
8	31,5	27,0	767	14,56	17,56	7,22
8	33,1	27,0	767	11,60	15,83	7,18
8	28,7	27,0	767	19,51	20,20	6,84
8	30,3	27,0	767	17,26	19,06	6,94
9	31,5	28,0	761	14,48	17,52	6,53
10	31,6	28,0	761	13,75	17,11	6,45

В таблице 1 обозначены: №/К – номер конструкции мешалки; T_Л – температура жидкости, °С; T_Г – температура газа, °С; P – давление под крышкой аппарата, мм.рт.ст; C_{ВЫХ} – концентрация кислорода в газовом потоке на выходе из аппарата, % об.; C^{O₂}_Г – средняя концентрация кислорода в газовой фазе, полученная на основе решения дифференциального уравнения массопередачи, % об. (для условия одинаковой продолжительности пребывания пузырьков газа в газо-жидкостной среде); pO₂ – концентрация кислорода в сульфитном растворе после завершения процесса окисления сульфита натрия (равновесная с газовой фазой), мг/л.

Мощностные характеристики мешалок и параметры процесса массообмена кислорода определялись для каждого значения удельной интенсивности аэрации и скорости вращения и представлялись в табличной форме. На основе газового баланса [5] рассчитывались значения удельной скорости абсорбции кислорода сульфитным раствором (сульфитное число), коэффициента массопередачи кислорода по формуле (1) и эффективности использования энергии, как отношения сульфитного числа к затраченной мощности на перемешивание и аэрацию. В таблице 2 представлен результат такого расчета в среде Excel®.

Таблица 2 – Эффективность массообмена кислорода в процессах хеморсорбции сульфитом натрия

№ К	n	V _{ГО}	$\frac{N + N_G}{V_L}$	R _О	KLa	E _О
1	31,17	0,920	24,78	8,5	1757	0,34
2	30,00	0,890	23,68	8,7	1990	0,37
3	27,83	0,915	24,51	9,8	2339	0,40
4	22,17	0,903	26,43	8,6	1968	0,33
5	26,67	0,889	26,43	9,3	1831	0,35
1	33,33	2,040	21,94	14,3	2612	0,65
2	32,33	1,970	21,18	12,0	2126	0,57
3	29,17	1,819	23,03	10,9	1940	0,47
4	24,50	1,815	25,15	12,1	2223	0,48
5	28,33	1,828	23,28	13,3	2441	0,57
1	34,17	2,676	22,09	15,5	2861	0,70
2	34,17	2,699	21,81	14,2	2509	0,65
3	31,17	2,733	23,77	14,3	2512	0,60
4	27,17	2,697	27,24	17,4	3252	0,64
6	24,00	0,881	25,56	8,5	1619	0,33
7	26,67	0,892	24,92	8,9	1646	0,36
6	27,75	1,813	23,04	11,9	2169	0,51
7	26,83	1,816	23,92	11,8	2190	0,49
6	25,00	2,625	24,49	11,1	1713	0,45
7	27,50	2,606	23,96	12,1	1872	0,51
8	11,67	0,892	5,71	3,4	502	0,59
8	20,00	0,891	20,14	8,5	1533	0,42
8	28,33	0,885	44,40	10,5	2153	0,24
8	11,67	1,814	5,45	3,5	508	0,64
8	20,00	1,818	18,60	11,7	1927	0,63
8	28,33	1,803	42,36	16,1	2966	0,38
8	11,67	2,904	4,92	4,4	661	0,89
8	20,00	2,870	17,94	10,8	1707	0,60
9	26,17	1,825	25,99	11,8	2154	0,45
10	27,92	1,818	25,20	12,4	2349	0,49

В таблице 2 обозначены: №/К – номер конструкции мешалки 2; n – скорость вращения мешалки, с⁻¹; V_{ГО} – величина удельной аэрации, приведенная к нормальным условиям, мин⁻¹; N, N_Г – мощности, вводимые в жидкость мешалкой и газовой фазой соответственно, Вт/л; V_Л – объем жидкой фазы в аппарате (3 л); R_О – сульфитное число, г/л·час; KLa – коэффициент массопередачи кислорода, час⁻¹, E_О – эффективность процесса абсорбции кислорода, г O₂/Вт·ч.

Расчет величины N осуществлялся по методике, изложенной ранее [4], а величины N_Г по формуле [6]:

$$N_G = K \cdot V_{GO} \cdot P_{вх} \cdot [(P_{вх}/P_{вых})^K - 1], \quad (1)$$

где P_{вх} и P_{вых} – давления воздуха на входе и выходе из аппарата, K – безразмерная функция от показателя адиабаты, равная 3,5 [6].

Расчет объемного коэффициента массопередачи кислорода осуществлялся по формуле:

$$KLa = R_O / C^*_{O_2} = R_O / (C^* \cdot C^{O_2}_G / 20,95), \quad (2)$$

где C* – равновесная с воздухом концентрация кислорода в жидкой фазе, г/л; C^{O₂}_Г – средняя концентрация кислорода в дисперсной газовой фазе, % объемный; 20,95 – концентрация кислорода в воздухе в объемных процентах, при которой определялись значения C*.

Для расчета равновесной концентрации кислорода в жидкой фазе при средней температуре процесса использовались значения $C_{\text{г}}^{\text{O}_2}$. Поскольку интенсивность теплопродукции химической сорбции кислорода высока, система термостабилизации аппарата не в состоянии полностью скорректировать резкие отклонения температуры, влияющие на величину растворимости кислорода. С учетом ошибки измерения концентрации кислорода, погрешность определения величины объемного коэффициента массопередачи довольно значительна, что требует определенной повторности экспериментов.

Эффективность расхода энергии на массоперенос кислорода равна отношению:

$$E_{\text{O}} = R_{\text{O}} \cdot V_{\text{L}} / (N + N_{\text{G}}). \quad (3)$$

С целью проверки адекватности известных формул [6 - 9], предлагаемых для расчета величины KLa , был проведен анализ взаимозависимостей отдельных параметров процесса массопередачи кислорода в логарифмических координатах. На основе данных таблицы 3 была выполнена параметрическая идентификация известных зависимостей объемного коэффициента массопередачи от режимных параметров и числа ярусов мешалки:

$$KLa = 3,1 \cdot (35,8 + m) \cdot (W/V_L)^{0,88} \cdot (V_G/V_L)^{0,37}. \quad (4)$$

$$KLa = 213 \cdot (W/V_L)^{0,52} \cdot n^{0,22} / m^{0,23}, \quad (5)$$

где $W = N + N_{\text{G}}$.

Показатели степени в формуле (5) практически совпали с приведенными значениями в руководящем документе [6], кроме показателя при числе ярусов мешалки. Средняя погрешность определения KLa по формуле (4) составила 19%, а по формуле (5) – 15,8 %. Таким образом, известные зависимости не отличаются высокой точностью аппроксимации. Поэтому была предпринята попытка включения в выражение для объемного коэффициента массопередачи кислорода всех значимых факторов:

$$KLa = 1,81 \cdot k \cdot (W/V_L)^{0,87} \cdot (V_G/V_L)^{0,34} \cdot n^{0,2}, \quad (6)$$

$$\text{где } k = (34,9 + m^{0,28}) / m^{0,28}.$$

При использовании данной формулы погрешность аппроксимации объемного коэффициента массопередачи составила 12,9 %, что приемлемо с учетом обобщения результатов испытаний мешалок разных конструкций. Частные зависимости в логарифмических координатах подтверждают адекватность выражения (6). В качестве примера приведена зависимость $\text{LN}(KL_V)$ от $\text{LN}(W/V_L)$, где $KL_V = KLa / (1,81 \cdot k \cdot (V_G/V_L)^{0,34} \cdot n^{0,2})$, (рис.1). Этот график иллюстрирует суммарную погрешность всех измерений и примененных методов обработки информации.

Из конструктивных параметров на процесс массопереноса кислорода заметное влияние оказывает величина угла наклона рабочей поверхности мешалок (рис. 2). При малом расходе газа увеличение угла наклона рабочей поверхности свыше 35 градусов приводит к росту величины объемного коэффициента массопередачи кислорода. Такой же характер зависимости характерен и для мешалок с меньшим углом наклона рабочей поверхности при аэрации 3 л/л·мин.

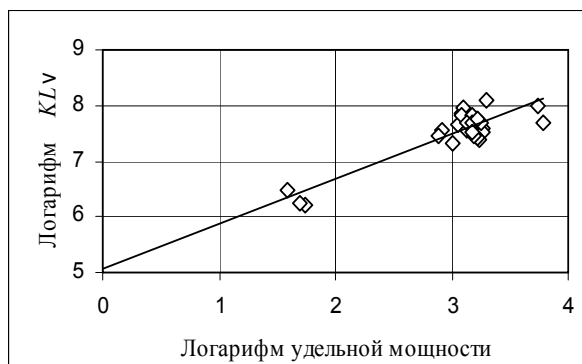


Рис. 1 – Линейная аппроксимация частного показателя массопередачи кислорода KL_V от вводимой мощности в логарифмических координатах

При аэрации 2 – 3 л/л·мин величина KLa практически не зависит от угла наклона рабочей поверхности в диапазоне от 30 градусов и выше. Очевидно, при высоком газосодержании изменением конструкции мешалки не возможно повысить показатели массообмена при фиксированной величине мощности, затрачиваемой на премешивание газо-жидкостной среды (зависимости, представленные на рисунке 2, получены при примерно равных мощностях, вводимых в жидкость мешалками).

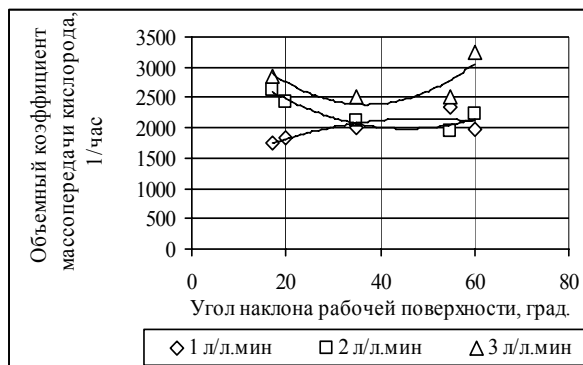


Рис. 2 – Зависимость объемного коэффициента массопередачи кислорода от угла наклона поверхностей одноярусных мешалок

Энергетическая эффективность процесса абсорбции кислорода зависит от угла наклона лопастей (секторов) одноярусных мешалок всех исследованных конструкций №1 - №5 при удельной аэрации, превышающей 1 л/л·мин (рис.3).

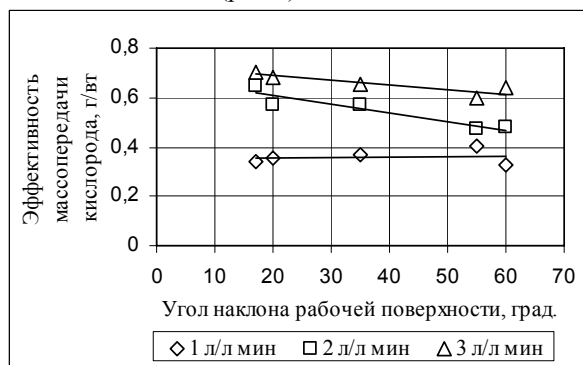


Рис. 3 – Зависимость энергетической эффективности массопередачи кислорода от угла наклона поверхностей одноярусных мешалок

Такой характер зависимостей (рис.3) может быть объяснен возникновением пенного режима при интенсивной аэрации.

Для всех уровней аэрации зависимости эффективности массопередачи кислорода от угла наклона поверхностей мешалок практически линейны. Как следует из зависимостей (рис.3), полученных при примерно равных значениях мощности, вводимой мешалкой в жидкость, наиболее эффективны конструкции с меньшим углом наклона рабочей поверхности.

При меньших углах наклона рабочих поверхностей мешалок одинаковая мощность достигается при больших скоростях вращения, что, по-видимому, приводит к образованию большего количества пузырьков меньшего размера и, таким образом, к росту удельной поверхности раздела фаз. Это заключение подтверждается известными данными [8]. В частности, известно, что максимальный диаметр образующихся пузырьков газа пропорционален величине поверхностного натяжения и обратно пропорционален динамическому давлению [8], которое возрастает с увеличением скорости вращения мешалки.

Зависимость величины энергетической эффективности массопередачи кислорода от удельной аэрации не линейна (рис. 4).



Рис. 4 – Зависимость эффективности массопередачи кислорода от удельной аэрации для многоярусных мешалок

Приращение величины эффективности межфазного переноса кислорода снижается при увеличении скорости вращения мешалки. При этом эффективность массопереноса кислорода с увеличением удельной аэрации выше 3 л/л·мин стремится к предельному значению. Эта закономерность нарушается лишь при скорости вращения мешалки 1700 об/мин и выше, при которой, вследствие образования воронки, происходит дополнительный подсос воздуха.

Аналогичная представленной на рисунке 3, зависимость для одноярусной дисковой мешалки ли-

нейна в диапазоне удельных скоростей аэрации 1–3 л/л·мин. Однако, для реализации интенсивных режимов культивирования микроорганизмов при высоких концентрациях биомассы, одноярусные мешалки не пригодны по причине локального ввода в жидкую фазу недостаточной мощности.

Выводы

На величину эффективности процесса массопередачи кислорода заметное влияние оказывает угол наклона рабочей поверхности яруса мешалки. При интенсивной аэрации и высоких удельных мощностях, вводимых в жидкость перемешивающим устройством, с увеличением угла наклона рабочей поверхности эффективность массопередачи кислорода снижается. Этот эффект несколько нивелируется при более равномерном вводе энергии (установка дополнительных ярусов мешалки).

Для биологических реакторов, таким образом, можно рекомендовать использование многоярусных мешалок (3 и более ярусов) с малым углом наклона рабочей поверхности (17 градусов и ниже). При указанных конструктивных параметрах оптимум по эффективности использования энергии будет достигнут при удельной аэрации около 2,0 л/л·мин.

Литература

1. Пат. РФ 2021849 (1991).
2. Ш. Г. Еникеев, Р. И. Валеев, С. Г. Мухачев, С.А. Коршунов, А. М. Буйлин, *Вестник Казан. технол ун-та.*, 4, 86–97 (2006).
3. А. М. Гурьев, Б. В. Кузнецов, С. Г. Мухачев, В сб. *Синтез, исследование свойств, модификация и переработка высокомолекулярных соединений – V Кирпичниковские чтения. Тезисы докладов. XIII Международная конф. молодых ученых, студентов и аспирантов*, Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, Казань, 2009. С. 341.
4. Р. Б. Хабибрахманов, С. Г. Мухачев, *Вестник Казан. технол ун-та*, 11, 172–174 (2012).
5. Ш. Г. Еникеев, З. М. Билялова, Ю. Л. Рындовская и др., *Получение микробной биомассы на основе этилового спирта. Методические указания.*– КХТИ, Казань, 1983.32с.
6. РД РТМ 26-01-127-80. ВПО «Союзхиммаш», Москва, 1980. 66 с.
7. У. Э. Виестур, А. М. Кузнецов, В. В. Савенков, *Системы ферментации*, Зинатне, Рига, 1986. 174 с.
8. Дж. Бейли, Д. Оллис, *Основы биохимической инженерии*, Т.1. Мир, Москва, 1989. 692с.
9. В. В. Бирюков, *Основы промышленной биотехнологии*, Колос Химия, Москва, 2004. 296 с.