

**УЧРЕЖДЕНИЕ ОБРАЗОВАНИЯ
«ПОЛОЦКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

УДК 66.021.3:532.525(043.3)

САФРОНОВА Елена Владимировна

**МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕНОСА
ПРИ СТРУЙНОМ АЭРИРОВАНИИ**

05.17.08 – процессы и машины химических технологий

**АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук**

Новополоцк 2004

Работа выполнена в Учреждении образования «Полоцкий государственный университет»

- Научный руководитель — доктор технических наук, профессор
АБАЕВ Генрих Николаевич
(Учреждение образования «Полоцкий государственный университет», зав. кафедрой химической техники)
- Официальные оппоненты — доктор технических наук, профессор
ЯБЛОКОВА Марина Александровна
(Санкт-Петербургский государственный технологический университет, кафедра оптимизации химической и биохимической аппаратуры)
- кандидат технических наук, доцент
ЛИПСКИЙ Владимир Константинович
(Учреждение образования «Полоцкий государственный университет», зав. кафедрой трубопроводного транспорта)
- Оппонирующая организация — Учреждение образования «Могилевский государственный университет продовольствия», кафедра «Теплохладотехника»

Б. 11. 11. 04

Защита состоится 2004 г. в _____ часов на заседании Совета по защите диссертаций К 02.19.01 при Полоцком государственном университете по адресу: 211440, г. Новополоцк, ул. Блохина, 29, конференц-зал библиотеки университета; телефон ученого секретаря 53 07 62.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Учреждения образования «Полоцкий государственный университет».

Автореферат разослан _____ октября 2004 г.

Книгасховишча

Ученый секретарь
Совета по защите диссертаций К 02.19.01,
кандидат химических наук, доцент

 А.Г. Назин

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность темы диссертации. Струйные аэраторы (СА) получают достаточно широкое применение во многих отраслях техники. Их принципиальной особенностью, при исключительной простоте конструкции, является эжектирование одной жидкости другой жидкостью, обладающей большей скоростью. Струйные аэраторы могут использоваться как нагнетатели, смесители и аэраторы. Известно, что СА в качестве аэраторов эффективно применяются для создания аэрированных систем в биотехнологии с целью интенсификации процессов массообмена. При аэрировании образуется высокоразвитая поверхность контакта фаз в отсутствие подвижных элементов, дополнительных контактных устройств, часто забивающихся и увеличивающих гидравлическое сопротивление аппаратов, что делает применение СА для проведения массообменных процессов предпочтительным. Однако отсутствие в литературе сведений о методике расчета струйного аэратора как массообменного аппарата, о способе достижения наилучших характеристик эжекции, механизме эжекции, о взаимосвязи гидродинамики с массообменными параметрами затрудняет использование аппаратов подобного типа во многих областях производства. Актуальность диссертационной работы обусловлена возможностью расширения границ применения струйных аэраторов для проведения различного вида процессов переноса с минимальными затратами за счет создания методики расчета СА и выявления взаимосвязи гидродинамических характеристик с массообменными.

Цель работы. Целью работы является изучение закономерностей процессов переноса вещества и импульса при струйном аэрировании для разработки методики расчета СА с тем, чтобы осуществлять массообмен и эжекцию при минимальных энергозатратах с указанием основных направлений использования аппаратов подобного типа.

Задачи исследования:

1. Выявить факторы, влияющие на эжекционный процесс в СА. Установить зависимости основных характеристик эжекции от конструктивных особенностей сопла и камеры смешения.
2. Обосновать выбор критерия гидродинамического подобия при аэрации жидкости поверхностными струями.
3. Исследовать закономерности массопередачи и формирования поверхности контакта фаз при струйном аэрировании в аппаратах подобного типа при минимальных энергозатратах.
4. Разработать методику расчета струйного аэратора для обеспечения проведения массопередачи при оптимальных гидродинамических условиях.

Научная новизна работы:

1. Установлено, что наиболее эффективные характеристики работы СА могут быть достигнуты при интенсивном турбулентном гидродинамическом режиме.
2. Высказана гипотеза о том, что гидродинамический режим в аэраторе при $Re > 10^5$ определяется числом Маха, отражающим влияние турбулентной вязкости на характеристики эжекции при работе в турбулентной области течения сред.
3. Определено назначение аэрационной шахты для обеспечения протекания массообменных процессов при аэрировании поверхностными струями.

4. Предложены эмпирические и обобщенные зависимости, связывающие характеристики эжекции с гидродинамикой струйного аэрирования, а также с поверхностью контакта фаз.

5. Определена поверхность контакта фаз через поверхность массообмена, образованную газовыми пузырями.

6. Предложена методика расчета струйного аэратора для проведения массообменных процессов, происходящих при оптимальном гидродинамическом режиме.

7. Расширена область применения аппаратов подобного типа в различных химико-технологических процессах, что способствует развитию промышленности в целом.

Практическая значимость полученных результатов. По результатам проведенного исследования получен патент РФ № 6345 на изобретение «Компрессонный тепловой насос», где предлагается способ рекуперации низкопотенциального тепла и в качестве одного из основных аппаратов применяется струйный аэратор – рекуператор тепла. В патенте на переработку органосодержащих отходов, полученном д-ром техн. наук Г.Н. Абаевым, содержатся результаты исследований по струйным аэраторам, предназначенным для интенсификации массообмена. В настоящее время на ОАО «Нафтан» выполнены проекты струйного аэратора открытого типа. Изготовлено соответствующее оборудование, произведен его монтаж на аэротенк 2-й системы. Ведутся работы по включению СА в технологическую схему очистки сточных вод 1-й системы для интенсификации процесса массообмена в голове аэротенка на подаче стоков и иловой жидкости с целью увеличения содержания кислорода в месте ввода ила в аэротенк. Полученные научные результаты позволяют разработать эффективный СА, обеспечивающий максимальную эжекцию и поверхность контакта фаз, на 2 – 3 порядка превышающую поверхность зеркала аэрирования. Проводимые исследования и полученные в диссертационной работе результаты позволили ввести СА в лабораторный практикум учебного процесса по курсу «Моделирование химико-технологических систем» для специальности Т 05.03 УО «ПГУ».

Основные положения диссертации, выносимые на защиту:

1. Результаты экспериментальных исследований эжекции при струйном аэрировании.

2. Вывод обобщенного уравнения для расчета коэффициента эжекции при разных условиях проведения технологического процесса.

3. Результаты экспериментальных исследований массообменных процессов, происходящих в СА, позволяющие применить теорию классического массопереноса к явлениям, возникающим при массообмене, организованном в аппарате подобного типа.

4. Вывод обобщенного уравнения для расчета поверхности массопередачи, образованной газовыми пузырями, и связанного с гидродинамикой в СА.

5. Методика расчета СА для проведения эжекционного или массообменного процесса, позволяющая расширить область применения СА

Личный вклад соискателя. Все результаты экспериментов, приведенные в диссертации, получены соискателем самостоятельно. Лично соискателем проведена обработка всех полученных экспериментальных данных, рассматриваемых в диссертации. В совместных публикациях с научным руководителем использованы раз-

работанные соискателем экспериментальные методики и большая часть результатов экспериментов, которые получены непосредственно соискателем. Экспериментальные исследования, проведенные соискателем, позволили использовать СА в учебном процессе кафедры «Химическая техника» ПГУ.

Апробация результатов диссертации. Материалы диссертационных исследований докладывались:

- на научно-технической конференции «Совершенствование технических процессов и организации производства в легкой промышленности и машиностроении» (Витебск, 1997 г.);
- конференции студентов и аспирантов ПГУ (Новополоцк, 1999 г.);
- конференции «Механика-99» в БГТУ (Минск, 1999 г.);
- международной научно-технической конференции «Теория и практика массообменных процессов химической технологии» (Уфа, 2001 г.);
- международной научно-технической конференции «Ресурсо- и энергосберегающие технологии промышленного производства» (Витебск, 2003 г.);
- VIII Республиканской научно-технической конференции студентов и аспирантов (Минск, 2003 г.);
- V Международном форуме по тепломассообмену (Минск, 2004 г.).

Опубликованность результатов. Основные результаты диссертационной работы опубликованы в 3 статьях рецензируемых научных журналов, 3 статьях в сборниках научных трудов, 1 тезисы доклада и 1 статья в сборниках материалов научных конференций. Общий объем опубликованных материалов составляет 58 страниц.

Структура и объем диссертации. Диссертация состоит из введения, общей характеристики работы, пяти глав, заключения, списка использованных источников и приложения. Диссертация изложена на 134 страницах машинописного текста, содержит 65 иллюстраций, 15 таблиц, 5 приложений. Библиография включает 115 источников научно-технической литературы.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении обоснована актуальность темы и определены основные направления исследований.

В первой главе представлен обзор научно-технической литературы по следующим направлениям: области применения СА; конструкции основных элементов СА. Рассмотрены материалы по теории вертикально падающих струй и струйного азрирования, коэффициенту эжекции, влиянию азрационной шахты на характеристики эжекции. Отмечена взаимосвязь эжекции с газонасыщением и поверхностью контакта фаз, образованной газовыми пузырями. Наблюдается отсутствие единой методики расчета поверхности контакта фаз, общих рекомендаций по расчету СА для проведения широкого спектра процессов химии и нефтепереработки. Имеющиеся методы расчета отличаются ограниченностью применения СА, сложными моделями процессов, происходящих при азрировании жидких сред поверхностными струями. Нет единого подхода к определению природы эжекции при азри-

ровании жидкостей вертикальными струями. Многие аспекты процесса аэрации в аппаратах подобного типа весьма противоречивы, что делает необходимым проведение дополнительных аналитических и экспериментальных исследований.

Во второй главе дано описание объектов и методов исследования, способов обработки полученных результатов. Проведенные аналитические исследования позволили установить, что максимальной эжекционной способностью обладают плоскочелювые сопла и недостаточно сведений по цилиндрическим соплам для создания методики расчета СА. На основании этого обоснована необходимость экспериментальной части диссертации и сформулированы основные задачи экспериментального исследования. В этой главе изложен механизм эжекции в нашем понимании. Подробно освещена техническая сторона вопроса – описаны специально созданные лабораторные стенды для работы со средами вода – воздух на различных экспериментальных соплах при проведении как эжекционных, так и массообменных процессов. Для одновременного их осуществления необходимо наличие камеры смешения, обеспечивающей подачу ненасыщенного воздуха в аппарат с сохранением эффективных гидродинамических параметров работы СА. Приведены методики проводимых экспериментов, касающиеся измерения основных характеристик эжекционного процесса, таких как коэффициент эжекции и газонасыщение слоя. Рассматриваются методики исследования массообменного процесса, происходящего в СА. Приводится методика расчета экспериментального коэффициента массопередачи. Эскизы лабораторных установок представлены на рис. 1, 2.

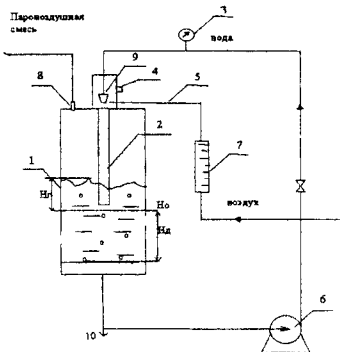


Рис 1 Лабораторный стенд для работы с круглыми соплами

1 – струйный аэратор, 2 – камера смешения, 3 – манометр для замера давления жидкости, 4 – штуцер для замера давления воздуха, 5 – штуцер подачи воздуха в аппарат, 6 – насос, 7 – ротаметр, 8 – штуцер для выхода смеси воздух – водяной пар, 9 – сопло, 10 – вентиль для слива воды из аппарата

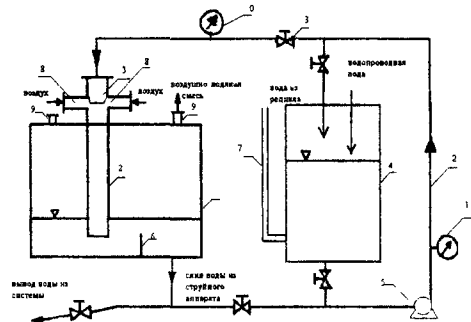


Рис 2 Лабораторный стенд для работы со щелевыми насадками

1 – струйный аэратор, 2 – камера смешения, 3 – плоскочелювое сопло, 4 – резервуар с водой, 5 – насос, 6 – перегородка, 7 – мерное стекло, 8 – штуцера подачи воздуха, 9 – штуцера для выхода смеси воздух – водяной пар, 10 – манометр для замера давления жидкости перед соплом, 11 – манометр для замера давления водопроводной воды, 12 – трубопровод, 13 – задвижка

Важные показатели, по которым оценивалось влияние того или иного фактора на эжекцию – газонасыщение слоя φ и коэффициент эжекции K_z , определяемые по уравнениям (1), (2)

$$\varphi = \frac{V_z}{V_{ca}}, \quad (1)$$

где V_z – объем, занимаемый газом в аэрированном слое, м^3 , V_{ca} – объем аэрируемого слоя, м^3

$$K_z = \frac{Q_z^*}{Q_{ж}}, \quad (2)$$

где Q_z^* – расход газа, захваченного струей жидкости без использования камеры смешения, $\text{м}^3/\text{с}$, $Q_{ж}$ – расход циркулирующей через аппарат жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$

Для эжекции используются сопла, эскизы которых приведены на рис 3 Размеры представлены в табл 1

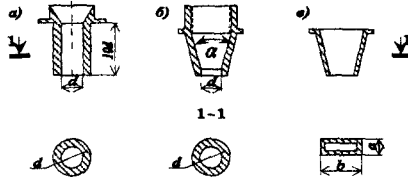


Рис 3 Эскизы сопел используемых при эжекции
а – коническое сопло с цилиндрической частью б – круглое коническое сопло
в – плоское коническое сопло

Таблица 1

Характеристики исследуемых сопел

Плоское сопло		Цилиндрическое сопло	
		d , мм	α , °
a , мм	b , мм	3,5, 8	30
6	65	3,5, 8	45

При работе на стенде (см рис 2) использовалась плоская камера смешения сложной конфигурации, размеры которой устанавливались экспериментальным путем для обеспечения максимальной эжекции воздуха. На рис 1 показана методика измерения величин, используемых для последующих расчетов объемного газонасыщения аэрируемого слоя φ

Объем газа в аэрированном слое вычислялся по формуле

$$V = \frac{\pi d_{ann}^2}{4} H_z, \quad (3)$$

где d_{ann} – внутренний диаметр струйного аппарата, м, H_z – высота слоя газа, поднимающегося при аэрации выше зеркала аэрирования, м, H_0 – уровень жидкости в аппарате при отсутствии аэрации (зеркало аэрирования), м (H_0 является начальной точкой отсчета для определения приращений слоя)

Для каждого расхода жидкости измерялась высота газового слоя с помощью размеченной шкалы, нанесенной на аэратор

Объем всего азируемого слоя определяется по формуле:

$$V_{\text{с.з}} = 0,785d_{\text{анн}}^2(H_{\text{с}} + H_{\text{д}}), \quad (4)$$

где $H_{\text{д}}$ – глубина проникновения газового пузыря в слой азируемой жидкости, м.

Проведенные экспериментальные исследования позволили решить вопросы конструктивного оформления струйных азраторов, необходимых для осуществления процессов эжектирования и массообмена с максимальной эффективностью. Для этого необходимо правильно выбрать расположение сопла относительно штуцера подачи воздуха во избежании таких отрицательно влияющих на эжекцию факторов, как сбивание струи жидкости потоком воздуха (если штуцер подачи воздуха будет находиться намного ниже сопла) или захват воздуха не из атмосферы, а из самого аппарата (если штуцер подачи воздуха будет находиться намного выше сопла). Кроме этого на эжекцию большое влияние оказывает расположение камеры смешения относительно зеркала аэрирования.

Массообмен в СА изучался на лабораторном стенде (см. рис. 1). Для оценки массопереноса в СА необходимо определить поверхность контакта взаимодействующих сред через поверхность, образованную газовыми пузырями, находящимися в азируемом слое. При ее вычислении использовался метод фотографирования, позволяющий с достаточной точностью определить размеры газового пузыря.

Для расчета среднего объемно-поверхностного диаметра газового пузыря были отобраны 50 различных пузырей для каждого из сопел в разных областях азируемого объема по высоте и ширине аппарата. На основании статистической обработки фотографий был определен средний диаметр газового пузыря. Его значения составляют: для сопла 3 мм – $d_{\text{пвз}} = 2,65$ мм, для сопла 5 мм – $d_{\text{пвз}} = 3,35$ мм, для сопла 8 мм – $d_{\text{пвз}} = 3,42$ мм.

Методика расчета поверхности контакта фаз состоит в следующем.

Предварительно делается ряд допущений, основанных на фактических наблюдениях: 1) пузырьки газа имеют сферическую форму; 2) пузырьки газа одинаковы по размеру во всем объеме азируемого слоя.

Определив диаметр газовых пузырей, расчетным путем на основе экспериментальных данных вычисляются значения $V_{\text{с}}$ и $V_{\text{слоя}}$ (3), (4). После этого определяется количество пузырьков N в азируемом слое по формуле:

$$N = \frac{V_{\text{сз}}}{V_{\text{пвз}}}, \quad (5)$$

где $V_{\text{пвз}}$ – объем одного сферического пузырька воздуха, м³.

Зная площадь одного сферического пузыря и их общее количество, можно определить поверхность контакта фаз F :

$$F = F_{\text{пвз}} \cdot N = \pi d_{\text{пвз}}^2 N. \quad (6)$$

В случае испарения водяного пара из жидкости в воздух основное сопротивление массопередаче будет сосредоточено в газовой фазе, так как сопротивление массоотдачи в жидкой фазе, очевидно, близко к 0 (на границе раздела фаз газ – вода). Поэтому коэффициент массопередачи $K_{\text{с}}$ можно с достаточной точностью приравнять к коэффициенту массоотдачи в газовой фазе $\beta_{\text{с}}$.

При оценке массопередачи в струйном аэраторе, экспериментальный коэффициент массопередачи определяется из основного уравнения массопередачи по формуле:

$$K_r = \beta_s = \frac{Q_{\text{вод пара}}}{F \cdot \Delta P} P_{\text{общ}}, \quad (7)$$

где $Q_{\text{вод пара}}$ – общее количество испарившейся воды за определенный промежуток времени, м³/ч; F – поверхность контакта фаз, м²; $P_{\text{общ}}$ – общее давление системы, ат; ΔP – движущая сила процесса, ат, определяется по уравнению:

$$\Delta P = P^* - P_{\text{действ}}, \quad (8)$$

где P^* – равновесное парциальное давление насыщенных водяных паров, ат.; $P_{\text{действ}}$ – рабочее давление водяных паров, ат.

Рабочее давление определяем по следующему соотношению:

$$P_{\text{действ}} = \frac{\frac{\Delta G_{\text{вод пара}}}{\rho_{\text{вод пара}}}}{\frac{\Delta G_{\text{возд}}}{\rho_{\text{возд}}} + \frac{\Delta G_{\text{вод пара}}}{\rho_{\text{вод пара}}}} \times P_{\text{общ}} = \frac{Q_{\text{вод пара}}}{Q_{\text{возд}} + Q_{\text{вод пара}}} \times P_{\text{общ}}, \quad (9)$$

где $\Delta G_{\text{вод пара}}$ – количество испарившейся воды за определенный промежуток времени, кг/ч, определяется по формуле:

$$\Delta G_{\text{вод пара}} = \pi R^2 \Delta H \rho_{\text{воды}} / \tau, \quad (10)$$

где ΔH – изменение уровня воды в аппарате до и после эксперимента за определенный промежуток времени, м; $\rho_{\text{воды}}$ – плотность воды при $t = t_{\text{опыта}}$, кг/м³; τ – промежуток времени, за который происходило испарение воды, ч; $\rho_{\text{вод пара}}$ – плотность водяного пара при $t = t_{\text{опыта}}$, кг/м³; $Q_{\text{возд}}$ – расход эжектируемого воздуха, м³/ч; $Q_{\text{вод пара}}$ – расход водяного пара, м³/ч.

В третьей главе диссертационной работы приводится анализ и обобщение экспериментальных данных, касающихся гидродинамики при струйном аэрировании жидкости. Для проведения процессов эжектирования совместно с массопереносом необходимо спроектировать камеру смешения определенного размера. На основе экспериментальных данных был установлен оптимальный интервал соотношений диаметров сопла и шахты, который находится в пределах 0,15 – 0,23.

Для исключения влияния камеры смешения на количественную оценку K_r , предложена формула пересчета расхода газа, эжектируемого с использованием камеры смешения, на расход газа без шахты:

$$\frac{Q_2^*}{Q_2} = \frac{\frac{\Delta V^*}{\tau}}{\frac{\Delta V}{\tau}} = \frac{\Delta V^*}{\Delta V} = \frac{\frac{\varphi^*}{1-\varphi^*} \cdot W_{\text{нз}} \cdot F_{\text{анн}}}{\frac{\varphi}{1-\varphi} \cdot W_{\text{нз}} \cdot F_{\text{анн}}} = \frac{\frac{\varphi^*}{1-\varphi^*}}{\frac{\varphi}{1-\varphi}}, \quad (11)$$

где Q_2^* , φ^* – расход газа и газонасыщение соответственно без использования шахты, м³/ч; Q_2 , φ – расход газа и газонасыщение при использовании шахты, м³/ч; ΔV – приращение объема слоя жидкости за счет захваченного и внесенного в слой газа при использо-

вании шахты, m^3 ; ΔV^* – приращение объема слоя жидкости за счет захваченного и внесенного в слой газа без использования шахты, m^3 , τ – время пребывания газового пузыря в слое, с; $W_{пз}$ – скорость подъема газового пузыря, м/с, $F_{пн}$ – сечение струйного аппарата, m^2 .

Установлена зависимость коэффициента эжекции от диаметра сопла. Экспериментальные данные представлены в виде графической зависимости K_e от расхода жидкости для сопел различных диаметров (рис. 4).

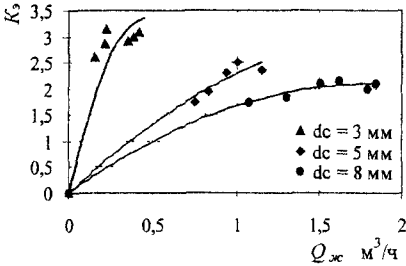


Рис. 4 Зависимость коэффициента эжекции от расхода жидкости

Как видно из графиков (см. рис. 4), при переходе от $d_c = 3$ мм к соплу $d_c = 8$ мм коэффициент эжекции изменяется следующим образом: для $d_c = 3$ мм K_e в среднем составляет 2,9; для $d_c = 5$ мм – 2,1, для $d_c = 8$ мм – 1,9. Чтобы увеличивать коэффициент эжекции, необходимо увеличивать отношение периметра сопла к его сечению. Этот факт свидетельствует о том, что захват газа происходит наружной поверхностью струи за счет сил вязкости. К тому же при больших числах Рейнольдса K_e приобретает практически постоянные значения для сопел разных диаметров (см. рис. 4). Это говорит о том, что при аэрации жидкости в режиме развитой турбулентности происходит максимальное газонасыщение слоя.

На эжекцию большое влияние оказывает конфигурация сопла. Экспериментальные данные, представленные на рис. 5, дают ответ на вопрос о наилучшей конструкции сопла, обеспечивающей максимальную эжекцию. Для $d_c = 5$ мм получены аналогичные зависимости.

Как видно из графиков (см. рис. 5), цилиндрическая часть позволяет увеличить K_e , примерно на 30 – 40 % (в среднем от 1,4 до 1,8 для $d_c = 8$ мм) по сравнению с другими изменениями, касающимися формы сопла.

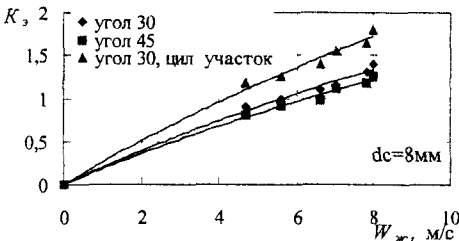


Рис. 5 Зависимость K_e от скорости жидкости для сопел различной конфигурации

Получено аналитическое уравнение для определения толщины прилипшего к жидкости газа

$$\delta = 1,42 d_c^0,28 \quad (12)$$

Для инженерных расчетов уравнение (12) можно использовать для определения диаметра газового пузыря.

В ходе проводимых экспериментов установлено, что в режиме развитой турбулентности, когда $Re > 5 \cdot 10^4$, силы трения, действующие в потоке жидкости, зависят не от молекулярной, а от турбулентной вязкости. Поэтому классическое применение критерия Рейнольдса для описания гидродинамической обстановки в аппаратах подобного типа не подходит (рис. 6)

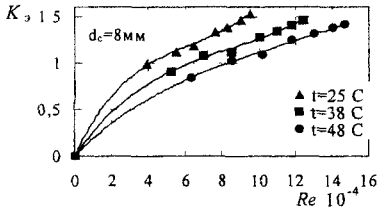


Рис 6 Зависимость K_3 от числа Рейнольдса
 $\Delta - d_c = 8 \text{ мм}, t = 25^\circ\text{C}, \circ - t = 38^\circ\text{C}, \square - t = 48^\circ\text{C}$

жидкости получены и для других положений камеры смешения относительно зеркала азрирования. В автореферате приводятся значения K_3 с использованием шахты,

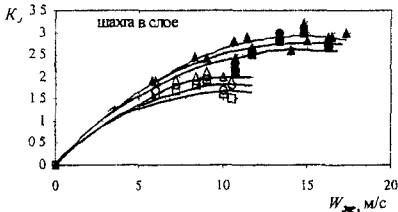


Рис 7 Зависимость K_3 от скорости жидкости

$\Delta - d_c = 8 \text{ мм}, t = 25^\circ\text{C}, \circ - t = 38^\circ\text{C}, \square - t = 48^\circ\text{C},$
 $\blacktriangle - d_c = 5 \text{ мм}, t = 25^\circ\text{C}, \bullet - t = 38^\circ\text{C}, \blacksquare - t = 48^\circ\text{C}$

температуры в 2 раза. Поэтому необходимо было найти взаимосвязь с турбулентной вязкостью, влияющей на течение жидкости. Как известно из литературы, единственным полем турбулентных пульсаций, совместимым с измерениями, является звуковое поле. На основании этого в качестве характеристики жидкости (по аналогии с газодинамикой) решено было использовать скорость звука, распространенного в этой среде. Для соблюдения правила размерной однородности со скоростью звука, распространенного в жидкой среде, сравнивалась скорость истечения жидкости из сопла. Был получен безразмерный критерий, представляющий собой отношение этих двух скоростей, — число Маха. Обобщение экспериментальных данных по K_3 удовлетворительно описывается зависимостью от этого числа (рис. 8).

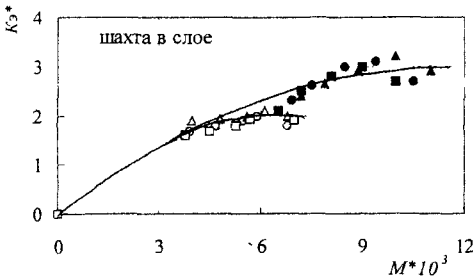


Рис 8 Зависимость K_3 от числа Маха

$\Delta - d_c = 8 \text{ мм}, t = 25^\circ\text{C}, \circ - t = 38^\circ\text{C}, \square - t = 48^\circ\text{C},$
 $\blacktriangle - d_c = 5 \text{ мм}, t = 25^\circ\text{C}, \bullet - t = 38^\circ\text{C}, \blacksquare - t = 48^\circ\text{C}$

Как видно из рис. 6, увеличение числа Рейнольдса при прочих равных условиях приводит к уменьшению K_3 , что невозможно, так как интенсивная эжекция, наступающая при увеличении $Re > 10^5$, характеризуется высокими значениями K_3 . Для устранения влияния молекулярной вязкости выполнен анализ экспериментальных данных в зависимости от скорости жидкости.

Результаты в виде графика представлены на рис. 7. Зависимости K_3 от скорости жидкости получены и для других положений камеры смешения относительно зеркала азрирования. В автореферате приводятся значения K_3 с использованием шахты, погруженной в азрируемый слой, так как в этом случае происходит максимальная эжекция воздуха. Из анализа графических зависимостей (см. рис. 7) видно, что результат намного лучше, когда исключено влияние молекулярной вязкости. Однако во всех графиках прослеживается та же закономерность, что и в зависимостях от Рейнольдса: наибольшие значения K_3 получены для малых температур, а наименьшие — при увеличении температуры в 2 раза. Поэтому необходимо было найти взаимосвязь с турбулентной вязкостью, влияющей на течение жидкости. Как известно из литературы, единственным полем турбулентных пульсаций, совместимым с измерениями, является звуковое поле. На основании этого в качестве характеристики жидкости (по аналогии с газодинамикой) решено было использовать скорость звука, распространенного в этой среде. Для соблюдения правила размерной однородности со скоростью звука, распространенного в жидкой среде, сравнивалась скорость истечения жидкости из сопла. Был получен безразмерный критерий, представляющий собой отношение этих двух скоростей, — число Маха. Обобщение экспериментальных данных по K_3 удовлетворительно описывается зависимостью от этого числа (рис. 8).

Сравнивая расположение экспериментальных точек в координатах $K_3 = f(Re)$ и $K_3 = f(M)$, можно еще раз констатировать, что решающее значение на K_3 при значениях $Re > 10^4$ оказывает не молекулярная вязкость, а турбулентная. Как видно из графических зависимостей (см. рис. 8), при обобщении данных по числу Маха исключается зависимость от температуры.

Экспериментально было подтверждено, что при увеличении отношения периметра сопла к его сечению, K_3 растет при прочих равных условиях (рис. 9), т.е. высказанное предположение о целесообразности работы со щелевыми насадками получило экспериментальное подтверждение. При этом максимальные значения K_3 принимает в том случае, когда сечение сопла работает на захват газа большей своей частью, т.е. при расположении сопла вдоль штуцеров подачи воздуха.

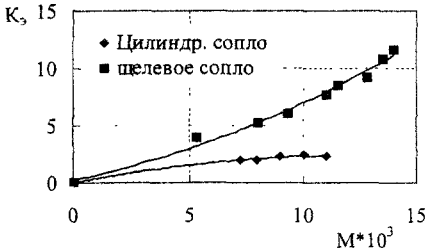


Рис. 9. Зависимость K_3 от числа M для сопел различной конфигурации

отношения ширины сужения к ширине сопла $\cong 5 - 7$, угол конусности конфузора и диффузора $22^\circ - 25^\circ$. По экспериментальным данным K_3 в такой шахте достигает значения 11,9.

Проведенные теоретические и экспериментальные исследования позволили предложить обобщенное уравнение для расчета коэффициента эжекции при различных условиях проведения технологического процесса:

$$K_3 = K_3^{пред} \cdot (1 - \exp^{-A M}), \quad (13)$$

где $K_3^{пред}$ – максимальный коэффициент эжекции при данных условиях проведения процесса; M – число Маха, отвечающее интенсивной эжекции; A – константа, принимающая значения в интервале от 180 до 500 в зависимости от размеров эжекционного сопла.

Четвертая глава диссертационной работы посвящена изучению кинетики массопереноса от жидкости в воздух, диспергированный в виде пузырьков в жидкости. Важной задачей диссертации, связанной с анализом закономерностей массопередачи, является определение поверхности контакта фаз и ее взаимосвязь с характеристиками эжекции. Значения этой поверхности для различных условий проведения эксперимента колеблются от $0,3 \text{ м}^2$ до $2,24 \text{ м}^2$, что на 2 – 3 порядка превышает поверхность зеркала аэрирования.

Для подтверждения правильного определения размера газового пузыря по имеющимся фотографиям была определена экспериментальная скорость подъема газового пузыря. Пузырь, поднимаясь вверх, преодолевает газожидкостной слой за время τ_1 с учетом того, что некоторые пузыри преодолеют весь слой, а некоторые лишь его незначительную часть. Поэтому при расчете времени τ_1 глубину проникновения газового пузыря в слой делим пополам для усреднения времени пребывания пузырей в слое. Газожидкостной слой, расположенный над зеркалом аэрирования, пузырь преодолевает за время τ_2 .

Время пребывания пузыря во всем аэрационном объеме τ будет складываться из этих составляющих:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2, \quad (14)$$

где
$$\tau_1 = \frac{H_\phi \cdot (1 - \varphi)}{2 \cdot W_{\text{пуз}}}, \quad (15)$$

$$\tau_2 = \frac{(H_{\text{сл}} - H_\phi) \cdot (1 - \varphi)}{W_{\text{пуз}}}. \quad (16)$$

Время пребывания пузыря в слое составляет:

$$\tau = \frac{H_\phi \cdot (1 - \varphi)}{2 \cdot W_{\text{пуз}}} + \frac{(H_{\text{сл}} - H_\phi) \cdot (1 - \varphi)}{W_{\text{пуз}}} = \frac{1 - \varphi}{W_{\text{пуз}}} \cdot \left[\frac{H_\phi}{2} + (H_{\text{сл}} - H_\phi) \right] = \frac{1 - \varphi}{W_{\text{пуз}}} \cdot \left(H_{\text{сл}} - \frac{H_\phi}{2} \right), \quad (17)$$

где $H_{\text{сл}}$ – высота аэрируемого слоя жидкости, м; H_ϕ – дальность струи, м; τ – время пребывания пузыря в слое, с; φ – газонасыщение слоя, дол. ед.; $W_{\text{пуз}}$ – экспериментальная скорость подъема газового пузыря, м/с.

С другой стороны, время подъема пузыря зависит как от расхода газа (H_ϕ), так и от поверхности самого аэратора с учетом газонасыщения (чем выше φ , тем дольше время пребывания пузыря в слое, так как пузырь осуществляет стесненный подъем).

Таким образом, время пребывания газового пузыря в слое составит:

$$\tau = \frac{F_{\text{анн}} \cdot H_{\text{сл}} \cdot \varphi}{Q_z} = \frac{1 - \varphi}{W_{\text{пуз}}} \left(H_{\text{сл}} - \frac{H_\phi}{2} \right) \quad (18)$$

или
$$\frac{F_{\text{анн}} \cdot \varphi}{Q_z} = \left(1 - \frac{H_\phi}{2 \cdot H_{\text{сл}}} \right) \cdot \frac{1 - \varphi}{W_{\text{пуз}}}, \quad (19)$$

где $F_{\text{анн}}$ – площадь поперечного сечения струйного аэратора, м²; Q_z – расход газа, захваченного струей жидкости, м³/с; $W_{\text{пуз}}$ – скорость подъема пузыря, м/с.

Обозначив отношение $H_\phi/H_{\text{сл}} = \xi$, получим:

$$\frac{Q_z}{F_{\text{анн}} \cdot \varphi} = \frac{W_{\text{пуз}}}{1 - \varphi} \cdot \frac{2}{2 - \xi} \quad (20)$$

или
$$W_{\text{пуз}} = \frac{(1 - \varphi) \cdot Q_z \cdot (2 - \xi)}{\varphi \cdot F_{\text{анн}} \cdot 2}. \quad (21)$$

Выражение (21) определяет физический смысл скорости подъема пузыря в стесненном аэрируемом объеме жидкости. Эта формула позволяет рассчитать скорость подъема газового пузыря от дна аэратора до верхних слоев аэрируемого слоя. Помимо этого она учитывает как потери скорости подъема пузыря на преодоление сопротивления жидкости, так и всплытие пузырей в самом слое, которое происходит быстрее в силу уменьшения вязкости и плотности воды из-за наличия в ней газовых пузырей.

Расчет поверхности массопередачи для любых условий проведения процесса аэрации требует обобщения данных о поверхности контакта фаз в единую для всех

случаев зависимость В качестве таковой нами предложена зависимость приведенной подвижной поверхности контакта фаз $\bar{F} = \frac{F \cdot W_{\text{пз}}}{Q_{\text{ж}}}$ от скорости жидкости

Термин «приведенная подвижная поверхность контакта фаз» более широко учитывает изменения межфазной поверхности в зависимости от условий проведения процесса Результаты обработки экспериментальных данных для сопла $d_c = 5, 8$ мм при шахте, погруженной в аэрационный слой представлены графически на рис 10. Такое положение шахты обеспечивает максимальную эжекционную способность

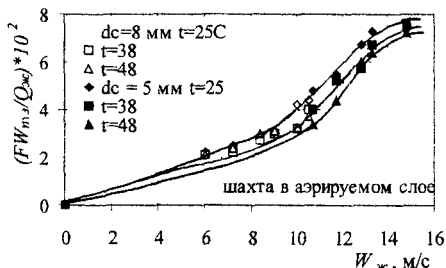


Рис 10 Зависимость приведенной подвижной поверхности от скорости жидкости

подвижной поверхности от числа Маха. Результаты графической обработки данных при шахте, погруженной в аэрационный слой, изображены на рис. 11 Для других

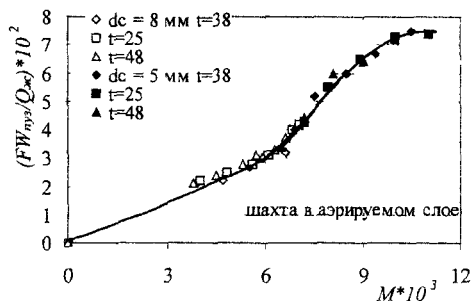


Рис 11 Зависимость приведенной подвижной поверхности от числа Маха

струй. Для других погружений камеры смещения в аэрационный слой получены аналогичные зависимости

Как показывает анализ графиков, при обобщении данных по скорости наблюдается зависимость экспериментальных кривых от температуры. Причем наибольшие значения поверхности контакта фаз получаются для малых температур и наоборот

Для исключения температурной зависимости решено было представить зависимость приведенной

положений камеры смещения получены аналогичные зависимости. Анализируя полученные графики видно, что экспериментальные кривые, построенные для разных температур, обобщаются в единую линию.

Как видно из полученных графиков (см. рис 11), функция имеет вид S-образной кривой. В химической технологии подобный вид зависимости широко распространен и описывается следующим уравнением

$$\bar{F} = F_{\text{пред}} \cdot \frac{AM^B}{1 + AM^B}, \quad (22)$$

где \bar{F} – поверхность контакта фаз, вычисленная по экспериментальным данным, м^2 ; $F_{\text{пред}}$ – максимальная поверхность контакта фаз, взятая для каждого конкретного случая погружения камеры смещения в аэрационный слой из экспериментальных данных, м^2 ; M – число Маха, A, B – коэффициенты, определяемые графическим путем.

Для сопел диаметрами 5 мм и 8 мм при различном положении шахты относительно зеркала аэрирования значения констант A и B приведены в табл. 2

Зависимость констант уравнения (22) от условий проведения эксперимента

Положение аэрационной шахты	$d_c = 5, 8 \text{ мм}$	
	A	B
шахта выше слоя жидкости	$1,65 \cdot 10^{12}$	5,49
шахта на границе раздела фаз	$4,37 \cdot 10^{10}$	4,75
шахта погружена в слой жидкости	$2,78 \cdot 10^9$	4,42

Из графиков (см. рис. 11) видно, что с увеличением числа Маха приведенная подвижная поверхность растет, причем ее значение тем больше, чем ниже температура при прочих равных условиях. Максимальные значения расчетной приведенной подвижной поверхности наблюдаются при камере смещения, находящейся выше зеркала аэрирования, а минимальные – при шахте погруженной в аэрационный слой.

Теоретические значения коэффициента массоотдачи для газовой фазы определяются из диффузионного критерия Нуссельта. Критериальные уравнения Нуссельта для массоотдачи, лимитирующей газовой фазой, могут вычисляться по различным формулам известных авторов на основании литературных данных в зависимости от числа Рейнольдса и Прандтля.

Было проведено сравнение экспериментальных коэффициентов массоотдачи со значениями коэффициентов массоотдачи, выраженными из уже имеющихся в литературе формул.

При диффузии газа *A* в газ *B* в работе используется для расчетов полуэмпирическая зависимость, предложенная Джиллиландом, которая при D_c , выраженном в м²/с, имеет вид:

$$D_c = \frac{4,35 \cdot 10^{-8} T^{3/2}}{P (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (23)$$

где T – температура процесса, К, P – общее давление, МПа; v_A и v_B – мольные объемы веществ *A* и *B* в жидком состоянии при нормальной температуре кипения, см³/моль ($v_A = 18,9$ кмоль/см³, $v_B = 29,9$ кмоль/см³); M_A и M_B – мольные массы веществ *A* и *B*, г/моль.

При проведении массообменного процесса между водяным паром и газом при высоких температурах и в режиме развитой турбулентности состояние системы во многих случаях близкое к равновесному, что говорит о высокой эффективности проводимых процессов.

Для анализа кинетики массообмена использовались те экспериментальные коэффициенты массоотдачи, которые получены при состоянии системы, наиболее удаленной от равновесия. Данные сравнения экспериментальных и расчетных коэффициентов массопередачи по двум соплам представлены в табл. 3.

Анализируя данные табл. 3, видно, что между собой теоретические и экспериментальные значения коэффициентов массоотдачи отличаются при работе с соплом 5 мм на 18 %, а при работе с соплом $d_c = 8$ мм на 14 %. В то же время теоретические значения коэффициентов массоотдачи, рассчитанные по разным уравнениям, отличаются по своим значениям друг от друга в несколько раз.

Сравнение коэффициентов массопередачи

$d_{сг}$ мм	$\beta_{\text{эксп. среднее}}$ м ³ /м ² ч	β м ³ /м ² ч	$\beta_{\text{с. среднее}}$ м ³ /м ² ч
5	3,1	3,7 – 25	3,8
8	3,7	4,1 – 31	4,2

Экспериментальные коэффициенты массоотдачи удовлетворительно согласуются с рассчитанными по одной из формул коэффициентами массопередачи. Для сравнения с экспериментальными значениями представлены данные расчета по этой формуле (см табл. 3).

Для расчета процессов массообмена возможно использование уже известных обобщений по массообмену в системе жидкость – газ. Основная проблема в этих расчетах – умение правильно определить поверхность контакта фаз, образованную газовыми пузырями, которая может быть определена на основе выражения (22)

В пятой главе рассмотрены методики расчета как струйного массообменного аппарата, так и струйного аэратора, назначение которого насытить жидкость каким-либо газом. Подробно приводится пример расчета струйного рекуператора тепла, служащего для проведения массообменного процесса

В шестой главе приведены примеры использования струйного аэратора в промышленных целях по следующим направлениям:

1. Использование СА в лабораторном практикуме по специальности 05.17 для дисциплины «Моделирование в химической технологии»
2. Струйные аэраторы используются в качестве аппаратов-рекуператоров низкпотенциального тепла при работе в системе вода – воздух в схеме теплового насоса. Для данного примера использования СА получен патент РФ № 6345 «Компрессионный тепловой насос».
3. Струйные аэраторы нашли свое применение в процессах аэробной очистки сточных вод. На ОАО «Нафтан» ведутся разработки по применению СА для уменьшения энергозатрат от воздуходувок, подающих воздух в фильтровые трубы, за счет интенсивной аэрации стоков вертикально падающими струями, которые помимо интенсивной аэрации способствуют массообмену, улучшая подачу кислорода в аэротенк.
4. Аппараты подобного типа применяются для охлаждения контактных газов процессов термодеструкции отходов на пилотной установке

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Изучены процессы гидродинамики и массообмена при струйном аэрировании. Установлено, что эжекция при аэрировании жидкости поверхностными струями определяется геометрией сопла и гидродинамическим режимом истечения струи. Массообмен при струйном аэрировании может быть рассчитан по традиционным уравнениям при условии известных закономерностей для формирования поверхности контакта фаз, образованной газовыми пузырями.

2. Проведенные эксперименты позволяют утверждать, что механизм эжекции заключается в захвате газа турбулизированной наружной поверхностью струи через вязкость и слипание двух сред на границе их взаимодействия. При числах Рейнольдса, превышающих 10^5 (режим развитой турбулентности), K_3 определяется числом Маха. Получено обобщенное уравнение для расчета коэффициента эжекции от числа Маха [1, 2]:

$$K_3 = K_3^{неод} \cdot (1 - \exp^{-A M^4}).$$

3. Экспериментально установлено, что аэрационная шахта (камера смешения) необходима не для осуществления эжекции, а для организации циркуляции газа через струю [4]. Были определены оптимальные размеры камеры смешения как при работе с цилиндрическими соплами, так и при работе с плоскими насадками для обеспечения эффективного протекания массообменных процессов.

4. Расчетным и экспериментальным путем установлено, что максимальная эжекция газа происходит при увеличении отношения периметра сопла к его сечению при прочих равных условиях, т.е. прослеживается целесообразность перехода к использованию плоскощелевых сопел [5, 6]. При применении таких сопел K_3 в несколько раз больше, чем при использовании круглых сопел при прочих равных условиях, что позволяет проводить процессы переноса с максимальной интенсивностью.

5. Установлено, что зависимость толщины прилипшего слоя газа от диаметра сопла выражается соотношением:

$$\delta = 1,42 d_c^{0,28}$$

6. Струйное аэрирование формирует развитую поверхность контакта фаз, которая на 2 – 3 порядка превышает поверхность зеркала аэрирования, а газовые пузырьки отличаются высокой однородностью во всем объеме аэрируемого слоя [5 – 7]. Сама величина поверхности контакта для данной геометрической конфигурации сопла определяется числом Маха и может быть обобщена в виде зависимости [8]:

$$\bar{F} = F_{неод} \cdot \frac{A M^B}{1 + A M^B}$$

На основании этого уравнения становится возможным определить поверхность контакта фаз для любого диффузионного процесса, проходящего в аппаратах подобного типа, если известны значения A и $F_{неод}$.

7. Рост интенсивности массообмена при увеличении температуры выше 40°C приближает при струйном аэрировании процесс насыщения воздуха парами воды к равновесному вследствие резкого возрастания движущей силы процесса переноса [6 – 8].

8 В работе показано, что СА, помимо общеизвестных областей применения, целесообразно использовать по следующим направлениям

- в процессах аэробной очистки сточных вод,
- для охлаждения контактных газов процессов термодеструкции отходов,
- для рекуперации тепла в схеме теплового насоса с использованием в качестве рабочего тела смеси воздуха и водяного пара [3]

В диссертационной работе приведена методика расчета СА для осуществления массообмена при заданных гидродинамических условиях, отвечающих эффективному проведению процесса

СПИСОК ОПУБЛИКОВАННЫХ РАБОТ ПО ТЕМЕ ДИССЕРТАЦИИ

- 1 Абаев Г Н, Чернявская Е В Закономерности гидродинамики и массопереноса в струйных аппаратах // ИФЖ – 2001 – Т 74, № 3 – С 184 – 188
- 2 Сафронова Е В , Абаев Г Н Процессы переноса в струйных аппаратах В сб научных трудов VIII Республ науч -техн конф студентов и аспирантов БНТУ / Под ред Б М Хрусталева и др – Минск, 2003 – С 214
- 3 Абаев Г Н, Брикер М А, Чернявская Е В Официальный бюллетень Национального центра интеллектуальной собственности при Комитете по науке и технологиям при Совете Министров РБ – 2002 – № 3 – С 55
- 4 Чернявская Е В, Абаев Г Н Гидродинамика и массоперенос при струйном аэрировании // XXVIII студенческая научная конференция Тез докл – Новополоцк, 1999 – С 124
- 5 Сафронова Е В, Абаев Г Н Процессы переноса при струйном аэрировании // Сб ст Междунар науч -техни конф по ресурсо- и энергосбережению – Витебск ВГТУ, 2003 – С 265
- 6 Сафронова Е В, Абаев Г Н Массоперенос при струйном аэрировании // Теория и практика массообменных процессов химической технологии Сб науч тр Уфа, 2001 – С 155
- 7 Сафронова Е В, Абаев Г Н Процессы переноса при струйном аэрировании // Сб научн тр V Международного форума по тепломассообмену – Минск ИТМО, 2004 – С 540
- 8 Сафронова Е В, Абаев Г Н Массоперенос при струйном аэрировании // Химическое и нефтегазовое машиностроение – 2004 – № 6 – С 3 – 7

САФРОНОВА Елена Владимировна

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕНОСА
ПРИ СТРУЙНОМ АЭРИРОВАНИИ

Ключевые слова: аэрация, эжекция, коэффициент эжекции, Рейнольдс, число Маха, газонасыщение, гидродинамика, камера смешения, приведенная подвижная поверхность контакта фаз, массопередача, газожидкостная система

Эжекция осуществляется через слипание двух сред на границе их взаимодействия. Наибольшие значения K_e достигаются при числах Рейнольдса, превышающих 10^5 (режим развитой турбулентности). При таких значениях критерия Рейнольдса K_e определяется числом Маха (отношением скорости истечения среды из сопла к скорости звука в данной среде). Получено уравнение для расчета K_e от числа Маха. Конфигурация сопла, его размеры оказывают влияние на характеристики эжекции. Камера смешения оказывает решающее влияние на K_e , на циркуляцию эжекционного газа через аппарат. Причем это влияние зависит не только от диаметра используемых сопел, но и от расхода жидкости, проходящей через них. Важную роль имеют размеры камеры смешения. Наличие шахты необходимо в экспериментах по массопередаче, так как она обеспечивает движение ненасыщенного газа через аппарат. Доказано преимущество использования плоских сопел для обеспечения максимальной эжекции. При использовании плоских насадков K_e в 4 – 5 раз больше, чем при использовании круглых сопел при прочих равных условиях. Была установлена зависимость толщины прилипшего слоя газа от диаметра сопла. Струйное аэрирование формирует развитую поверхность контакта фаз, которая на 2 – 3 порядка превышает поверхность зеркала аэрирования, а газовые пузырьки отличаются высокой однородностью во всем объеме аэрируемого слоя. Рост интенсивности массообмена при увеличении температуры выше 40 °С, приближает процессы массообмена при струйном аэрировании к равновесным вследствие резкого возрастания движущей силы процессов переноса. Предложена обобщенная зависимость, связывающая поверхность массопередачи с условиями эжекции. Массопередача при струйном аэрировании может быть рассчитана по общеизвестным формулам. Главным для расчета массообмена в аппаратах подобного типа является расчет поверхности массообмена, образованной газовыми пузырями. В диссертационной работе приведены методики расчета струйного аэратора для обеспечения эффективной аэрации при заданных условиях массообмена, а также расчет массообмена при заданных гидродинамических параметрах, отвечающих эффективному протеканию процесса переноса.

САФРОНАВА Алена Уладзіміраўна

МАДЭЛІРАВАННЕ ПРАЦЭСАЎ ПЕРАНОСА ПРЫ СТРУМЕННЫМ АЭРЫРАВАННІ

Ключавыя словы: аэрацыя, эжэкцыя, каэфіцыент эжэкцыі, Рэйнальдс, лік Маха, газанасычэнне, гідрадынаміка, камера змяшэння, прыведзеная рухомая паверхня кантакта фаз, масаперадача, газавадкавая сістэма

Эжэкцыя ажыццяўляецца праз зліпненне двух асяроддзяў на мяжы іх узаемадзеяння. Найбольшы значэнні каэфіцыента эжэкцыі дасягаюцца пры $Re > 10^5$ (рэжым развітай турбулентнасці). Пры такіх значэннях Рэйнальдса каэфіцыент эжэкцыі вызначаецца лікам Маха (суадносны скорасці цячэння асяроддзя з сапла да скорасці гука ў дадзеным асяроддзі). Атрымана ўраўненне для разліку K , ад ліка Маха. Канфігурацыя сапла, яго памеры аказваюць уплыў на характарыстыкі эжэкцыі. Камера змяшэння аказвае рашучы ўплыў на цыркуляцыю эжэкцыйнага газу праз апарат. Яе прысутнасць неабходна ў эксперыментах па масаперадачы, таму што яна забяспечвае рух ненасычанага газу праз апарат. Даказана пераважнасць выкарыстання плоскіх соплаў для забеспячэння максімальнай эжэкцыі. Пры выкарыстанні плоскіх насадках K , у 4 – 5 разоў больш, чым пры выкарыстанні круглых соплаў пры іншых роўных умовах. Атрымана залежнасць таўшчыні прыліпшага слоя газу ад дыяметра сапла. Струменнае аэрыраванне фарміруе развітую паверхню кантакта фаз, якая на 2 – 3 парадкі перавышае паверхню нерухомай вадкасці, а газавыя пузыры адрозніваюцца высокай аднароднасцю ва ўсім аб'ёме аэрыруемага слоя. Павелічэнне інтэнсіўнасці масаабмену пры павелічэнні тэмпературы вышэй за 40 °C набліжае працэсы масаабмену пры струменным аэрыраванні да раўнаважных з прычыны рэзкага ўзрастання рухомай сілы працэсаў пераноса. Прапанавана аб'яўленая залежнасць, якая звязвае паверхню масаперадачы з умовамі эжэкцыі. Масаперадача пры струменным аэрыраванні можа разлічвацца па агульнавядомым формулам Галоўным для разліку масаабмену ў апаратах падобнага тыпу з'яўляецца разлік паверхні масаабмену, якая створана газавымі пузьрамі. У дысертацыі прыведзены метады разліку струменнага аэратара да забеспячэння эфектыўнай аэрацыі пры заданых умовах масаабмену, а таксама разлік масаабмену пры заданых гідрадынамічных параметрах, якія адпавядаюць эфектыўнаму працяканню працэса пераносу.

THE RESUME

SAFRONOVA Elena Vladimirovna

MODELLING PROCESSES OF CARRY
AT THE JET AIRATION

Key words: Airation, ejection, factor of ejection, Reynolds, the number of the Mah, gassaturation, hydrodynamic, the chamber of the mixture, the resulted mobile surface of contact phases, masstransfer, gas and liquid system

The ejection is carried out through connection of two environments on border of their interaction. The greatest values of K_e are achieved at Reynolds's exceeding 10^5 (i.e. a mode of the advanced turbulence). At such values of the Reynold, K_e is determined by the Mah (the attitude of speed of the expiration from the nozzle to the speed of sound in this environment). A configuration of nozzle, its sizes influence the characteristics of ejection. The chamber of mixture renders deciding influence on K_e on circulation ejection's gas through the device. And this influence depends not only from diameter used snuffled, but also from the charge of the liquid which are taking place through the nozzle. The sizes of the chamber of mixture have the important role. Presence of the chamber of mixture is necessary in experiments on masstransfer since it provides movement of nonsaturated gas through the device. Advantage of use flat is proved snuffled for maintenance maximal ejection. At use flat nozzle, K_e are in 4 – 5 times more, than at use round snuffled with other things being equal. Dependence of thickness of the stuck layer of gas on diameter of the nozzle has been established. Jet aeration forms the advanced surface of contact of phases which on 2 – 3 order exceeds a surface of a mirror of aeration, and gas bubbles differ high uniformity in all volume of an aerated layer. Growth of intensity of the masstransfer at increase in temperature is higher 40 °C, approaches processes of masstransfer at jet aeration to equilibrium owing to sharp increase of driving force of processes of carry. The generalized dependence connecting a surface of masstransfer with ejection's conditions is offered. Masstransfer at the jet aeration can be designed under well-known formulas. The main thing for calculation the masstransfer of similar type is to calculation of a surface of masstransfer, which is educated by gas bubbles. In dissertational work design procedures CA for maintenance of effective aeration are resulted under the set conditions of masstransfer, and also calculation masstransfer at the set hydrodynamical parameters answering to effective course of process of carry.

САФРОНОВА Елена Владимировна

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕНОСА
ПРИ СТРУЙНОМ АЭРИРОВАНИИ

АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Подписано в печать 22 10 04 Фармат 60×84 ½

Бумага офисная Гарнитура Таймс

Усл печ л 1,16 Уч -изд л 1,18

Тыраж 100 экз Заказ № 339

Отпечатано на ризографе ПГУ
211440 г Новополоцк, ул Блохина, 29