

УДК 637.143

Гидродинамика трехфазных потоков в вертикальных трубах при струйном диспергировании газовой фазы

Д-р техн. наук А.Г. Новоселов, dekrsh@mail.ru

аспирант Ю.Л. Малахов, yma@sopura.com

магистрант Т.С. Матевосов, bamper.93@mail.ru

Университет ИТМО

191002, Россия, Санкт-Петербург, ул. Ломоносова, 9

В статье описана конструкция кожухотрубного струйно-инжекционного аппарата проточного типа и принципа работы, актуальность разработки которого связана с новыми технологиями в области производства этанола из крахмалосодержащего зернового сырья. Для успешного внедрения аппарата в промышленность необходимы комплексные теоретические и экспериментальные исследования с целью создания научно-обоснованной методики их расчета. В статье представлены модели структуры трехфазного потока: модель трех отдельных потоков фаз и квазидвухфазная модель. Показано, что для описания гидродинамики течения трехфазных потоков более удобна двухфазная модель, рассматривающая смесь жидкостной и твердой фаз как поток квазижидкостной фазы. Кроме того, приведены два подхода к описанию гидродинамики трехфазных потоков в вертикальных трубах кожухотрубного струйно-инжекционного аппарата проточного типа. Первый базируется на составлении уравнения энергетического баланса, второй – на аддитивности гидравлических сопротивлений циркуляционного контура. На основе рассмотрения сил, действующих в потоке трехфазной смеси, получено уравнение циркуляционного контура, позволяющее определять приведенную скорость жидкости в трубах аппарата данной конструкции.

Ключевые слова: ферментатор; суспензия; смесь; трехфазная смесь; кожухотрубный струйно-инжекционный аппарат.

The hydrodynamics of three-phase flows in vertical pipes with a jet dispersing the gas phase

Ph.D. Aleksandr G. Novoselov, dekrsh@mail.ru

PhD student Yuri L. Malakhov, yma@sopura.com

master T. S. Matevosov, bamper.93@mail.ru

ITMO University

191002, Russia, St. Petersburg, Lomonosov str., 9

The article describes the construction shell and tube jet-injection flow-type apparatus and mode of operation, the relevance of which is associated with the development of new technologies in the production of ethanol from starch-containing grain. For the successful implementation of the device in the industry requires comprehensive theoretical and experimental research in order to create scientifically sound methodology for their calculation.

We discuss the structure of the three-phase flow model: model of three separate phases and quasi-two phase flow model. It is shown that to describe the hydrodynamic flow of the three-phase flow more convenient two-phase model, which considers a mixture of liquid and solid phases as a stream of quasi-liquid phase.

Two approaches to the description of the hydrodynamics of three-phase flows in a vertical pipe-tube jet-injection flow-type apparatus. The first approach is based on the equation of energy balance, the second - on the additive hydraulic resistance of the circulation circuit. Based on consideration of the forces acting in the three-phase mixture flow obtained by the equation of the circulation circuit, allows determining the superficial liquid velocity in the tubes of this construction apparatus.

Keywords: the fermenter; suspension; mixture; three-phase mixture; shell and tube jet-injection flow-type apparatus.

Поиск новых технологий производства пива, этанола и других целевых продуктов неизбежно связан с разработкой нового, более совершенного оборудования. Анализ известных конструкций технологических аппаратов, применяемых в безалкогольной [1, 2], дрожжевой [3–5], пивоваренной [6], спиртовой [7, 8] и других отраслях промышленности [9, 17, 18] показал, что, наиболее перспективной, является конструкция кожухотрубного струйно-инжекционного ферментатора (КСИФ) [5]. Аппарат был разработан с целью проведения культивирования хлебопекарных дрожжей при высоких концентрациях биомассы (до 450 кг/м^3) и обладает высокими массообменными и теплообменными характеристиками. Его конструкция достаточно проста и технологична в изготовлении для машиностроительных заводов, что позволяет использовать его для проведения различных тепло-массообменных процессов между газом и жидкостью.

Сегодня активно ведутся работы по повышению рентабельности производства пищевого этанола за счет увеличения выхода конечного продукта с единицы зернового сырья, вторичному применению побочных продуктов основного производства, использованию новых штаммов микроорганизмов и ферментных препаратов. Однако все эти направления не затрагивают основной проблемы – оснащения спиртовых заводов новым высокоинтенсивным малогабаритным технологическим оборудованием с низкой энергоемкостью, способным реализовывать последние достижения науки в области технологии производства этанола из крахмалосодержащего зернового сырья.

Одной из важнейших стадий технологического процесса производства этанола является стадия водно-тепловой ферментативной обработки зернового сырья (ВТФО ЗС). От эффективности ее проведения во многом зависит количество и качество целевого продукта и в конечном итоге рентабельность спиртового завода. В настоящее время общепризнанной тенденцией в технологии проведения ВТФО ЗС является низкотемпературная схема при высоких концентрациях измельченного зерна в заторе. Для ее реализации была предложена конструкция кожухотрубного струйно-инжекционного бродильного аппарата (КСИБА), позволяющая последовательно осуществлять три стадии технологического процесса: собственно ВТФО, осахаривание суслу и его сбраживание [8]. Такой подход позволяет существенно упростить машинно-аппаратурную схему производства этанола, сделать ее более гибкой и доступной для реализации в промышленности предприятиями малой и средней мощности.

Учитывая специфику процессов, которые предполагались к проведению в одном аппарате, конструкция КСИФ была несколько модернизирована и получила название кожухотрубный струйно-инжекционный бродильный аппарат (КСИБА), схематичное изображение которого показано на рисунке 1. Он состоит из теплообменника-аэратора – 1, емкости-накопителя – 2 и циркуляционного насоса – 3. Теплообменник-аэратор 1 содержит вертикально расположенные опускную 4, подъемную 5 и сливную 6 трубы, соединенные верхней 7 и нижней 8 трубными решетками, соответственно и размещенные соосно корпусу 9 теплообменника-аэратора 1 внутри него. Над верхней трубной решеткой 7 расположена горизонтальная перегородка 10, образующая совместно с ней и корпусом 9 верхнюю газовую камеру 11. Над перегородкой 10, параллельно ей, размещена верхняя крышка 12 с расположенным на ней патрубком для подачи суспензии и образующая с корпусом 9 верхнюю камеру 13. Под нижней трубной решеткой 8 расположена нижняя крышка 14, образующая, совместно с ней и корпусом 9, нижнюю камеру 15.

Верхняя газовая камера 11 разделена вертикальной перегородкой 16 на две камеры – основную 17 и дополнительную 18 и имеет патрубок для подвода газа (воздуха) 19, при этом патрубок 19 соединен с трубопроводом подачи газа и расположенным на нем краном 20. В горизонтальной перегородке 10, над опускной и сливной трубами, соосно им, размещены основное 21 и дополнительное 22 сопла, соответственно. Сливная труба 6 имеет продолжение и проходит через

нижнюю трубную решетку 8, нижнюю жидкостную камеру 15, нижнюю крышку 14 до приемного патрубка 23, расположенного соосно с емкостью-накопителем 2 в верхней его крышке 24.

Нижний конец сливной трубы выступает за нижнюю крышку не менее чем на 0,5 длины подъемной трубы. Емкость-накопитель 2 представляет собой снабженный тепловой рубашкой 25 цилиндрикоконический резервуар с патрубками для входа 23 зерновой суспензии и выхода 26 из нее, а также патрубком 27 для отвода газа, соединенного циркуляционным трубопроводом с расположенным на нем вентилем 28, с патрубком для подвода воздуха 19 теплообменника-аэратора 1 и патрубком 29 для загрузки зернового сырья. При этом циркуляционный трубопровод имеет отвод с вентилем 30 для сброса давления при стадии сбраживания. Циркуляция суспензии через весь аппарат и опорожнение аппарата осуществляется центробежным насосом 3 при помощи жидкостного циркуляционного трубопровода с установленными на нем вентилями 31 и 32.

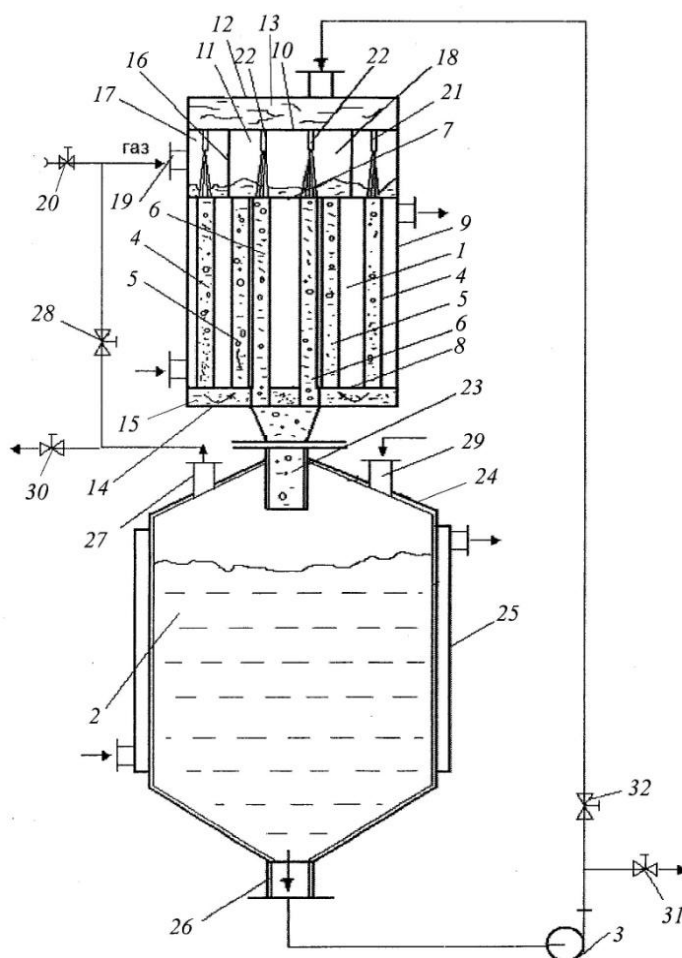


Рисунок 1 – Схематичное изображение кожухотрубного струйно-инжекционного бродильного аппарата

КСИБА проточного типа предполагает отсутствие рециркуляции фаз в трубах аппарата. Проверка работоспособности данной конструкции КСИБА в широком диапазоне гидромодулей была проведена Т.С. Ибрагимовым [7] и дала положительные результаты, вследствие использования амилолитических ферментов, добавлявшихся в суспензию с целью снижения ее вязкости.

Для создания научно-обоснованной методики расчета КСИБА необходимо более полное понимание механизма движения трехфазной смеси и построение на его основе физических и математических моделей течения таких сложных, многокомпонентных и многофазных смесей.

В этой связи теоретическое рассмотрение этого вопроса с последующей экспериментальной проверкой полученных моделей является актуальной задачей.

В нашем случае по циркуляционному контуру будет двигаться трехфазная смесь. Наличие твердой фазы (измельченное зерно) предполагает возможность забивания нисходящей трубы твердыми частицами и остановки работы аппарата, если скорость движения жидкости будет недостаточной. В этой связи необходима экспериментальная проверка работоспособности КСИА на водно-зерновых суспензиях и установление режимов работы аппарата.

Ранее в работе А.В. Сивенкова [3] была решена задача по определению гидравлического сопротивления циркуляционного контура при движении по нему газожидкостного потока. Применение этой методики к рассматриваемому случаю будет зависеть от принятой модели структуры трехфазного потока. Возможны два варианта. Первый – это четкое разделение фаз на потоки: газовый, жидкостной и поток твердых частиц с дальнейшим рассмотрением влияния каждого из них на скорость движения жидкости. Второй вариант – это рассмотрение модели трехфазного потока как двухфазного. В этом случае, принимая во внимание тот факт, что измельченное зерно в воде в дальнейшем деградирует, т.е. частично растворяются его водорастворимые составляющие, а под действием температуры, амилолитических и глюколитических ферментов и нативный крахмал, допускается рассмотрение двухфазного потока жидкость – твердое, как жидкостного потока с измененной реологией течения относительно воды.

В нашем теоретическом исследовании остановимся на втором варианте модели. Это связано со следующими причинами. Во-первых, как показали наши исследования физических свойств водно-зерновых суспензий [7], их плотность возрастает незначительно по отношению к плотности воды при сравнимых температурах. Это различие в значениях плотностей уменьшается по ходу проведения водно-тепловой и ферментативной обработки. Во-вторых, диссипация энергии, возникающая при трении суспензионного жидкостного потока о стенки труб, происходит в основном в жидкостной фазе. В-третьих, относительной скоростью твердой фазы в жидкой можно пренебречь ввиду малого расхождения плотности воды и измельченного зерна. В-четвертых, при рассмотрении этого варианта представления модели трехфазного потока не потребуется определение значений объемного содержания твердой фазы в жидкости, т.к. жидкостная фаза принимается условно гомогенной, но с измененными физическими свойствами, в первую очередь, реологическими. Для того, чтобы подчеркнуть, что под жидкостной фазой понимается двухфазная смесь жидкость – твердые частицы, будем называть ее квазизжидкостная или суспензионная фаза.

Рассмотрим движение изотермических потоков газовой и квазизжидкостной фаз в верхней газовой камере КСИБА проточного типа без дополнительного сопла (рисунок 2). В этом случае можно считать что, массообмен между фазами отсутствует. Учитывая, что аппарат самовсасывающий, поток инжектируемого струей газа $Q_{Г1}$ поступает в основную газовую емкость 1 без какого-либо нагнетательного оборудования ввиду разницы абсолютных значений атмосферного давления P_0 и давления в камере P_1 .

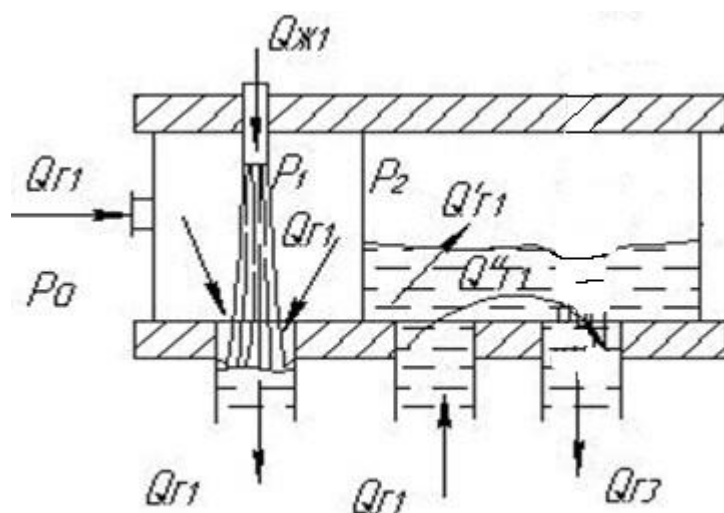


Рисунок 2 – Схема движения газового и квазизидкостного потоков в верхней газовой камере в случае отсутствия рециркуляции фаз (проточный режим работы КСИА)

Свободная струя суспензии, вытекающая из основного сопла, уносит окружающий ее газ в образуемый нисходящий квазизидкостной поток в опускной трубе. Учитывая, что массообмен в этой камере между инжектируемым газом и квазизидкостным потоком отсутствует, количество поступившего газа равно количеству унесенного газа струей в аппарат. В случае установившегося движения квазизидкостной фазы, т.е. $Q_1 = \text{const}$, в камере 1 устанавливается постоянное давление P_1 . Унесенный свободной струей газ диспергируется и движется в виде пузырей в нисходящем газожидкостном потоке и затем поступает в подъемную трубу. Допуская равенство давлений P_1 и P_2 , можно предположить, что объемный расход газовой фазы $Q_{г1}$, поступивший в опускную трубу, будет равен вышедшему расходу из подъемной трубы. Далее поток поступает в сливную трубу. При этом возможно часть пузырей выделяется в газовую среду, образуя поток $Q'_{г1}$, а часть – в виде оставшихся мелких пузырей вновь уносится в сливную трубу, образуя поток $Q''_{г1}$. В случае стационарного режима работы аппарата [3] потоки $Q'_{г1}$ и $Q''_{г1}$ будут постоянны, и их величина будет определяться длиной, диаметром и скоростью истечения свободной струи из сопла. Следует заметить, что для нашего случая объемный расход газа при фиксированном расходе суспензии будет практически постоянным в любом сечении нисходящей и восходящей труб. Это связано со значительным увеличением вязкости квазизидкостной фазы, препятствующей выходу пузырьков воздуха из потока. С другой стороны предполагается, что наличие пузырьков газа должно вести к снижению вязкости трехфазного потока, а следовательно, энергозатрат на перекачивание его через трубы КСИБА.

Основываясь на подходе, принятом в работе [3], и учитывая вышеизложенное, составим уравнение циркуляционного контура. Под циркуляционным контуром в нашем случае, как и в работе [3], будет пониматься канал, образованный последовательно соединенными опускной 5 и подъемной 6 трубами (рисунок 3).

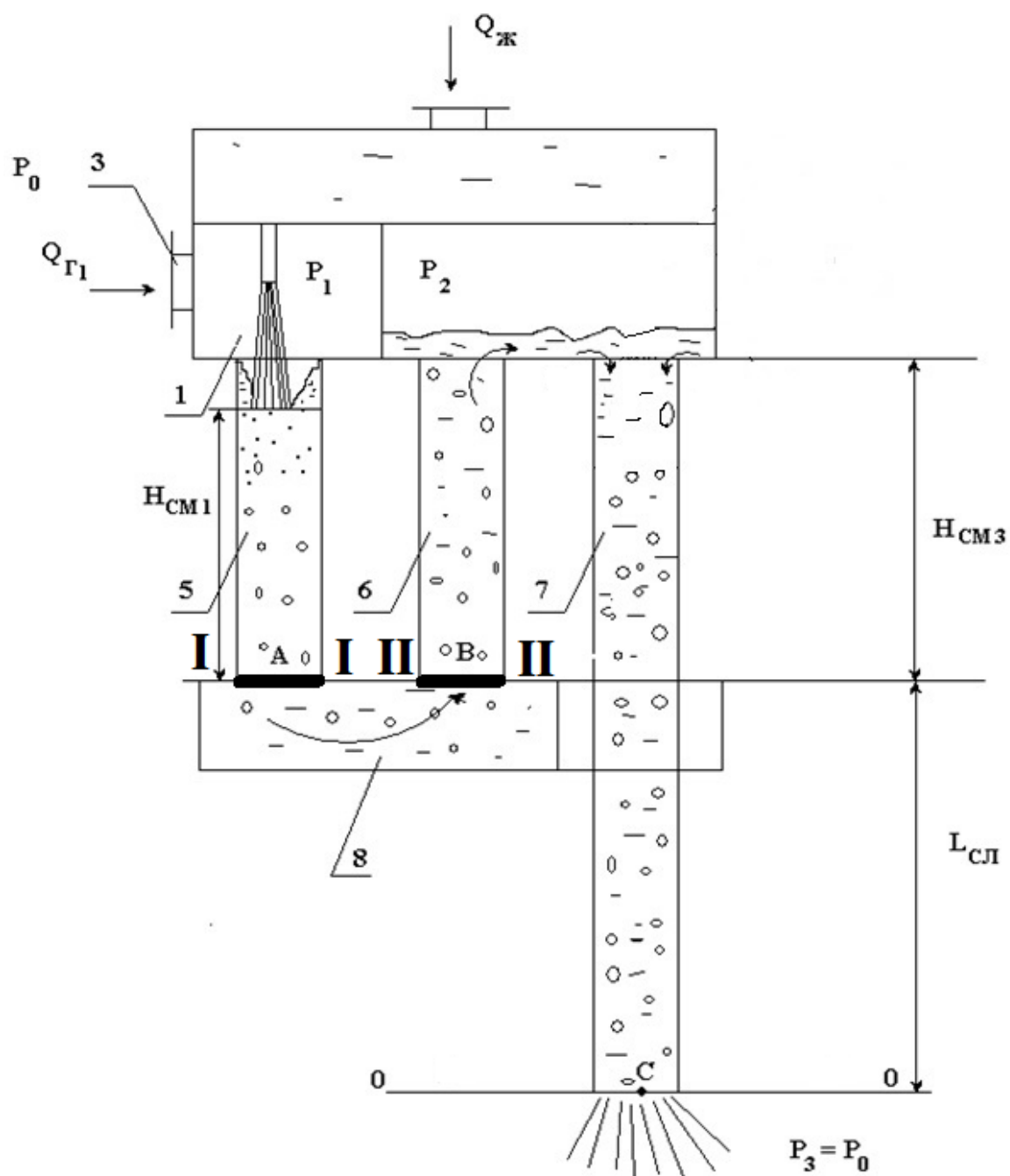


Рисунок 3 – Расчетная схема к выводу уравнения циркуляционного контура

Рассмотрим сечение I–I, расположенное на выходе из опускной трубы, и сечение II–II, расположенное на входе в подъемную трубу (рисунок 3). Оба этих сечения лежат в одной горизонтальной плоскости, которую принимаем за плоскость отсчета и сравнения энергий. Исходя из технологичности изготовления аппарата, диаметр всех труб при конструировании КСИБА должен быть одинаковым.

Принимая в расчет последние замечания, составим уравнение баланса абсолютных давлений в сечениях I–I и II–II с учетом всех сил, действующих в потоке. Также допустим, что единичные давления в любой точке каждого отдельно взятого сечения будут одинаковы.

Рассмотрим силы определяющие давление в точке А сечения I–I в нисходящем газосuspензионном потоке. Стационарное движение в опускной трубе будут определять поверхностные силы давления F_1 и F_A , действующие на торцы рассматриваемого объема потока, силы тяжести G , обусловленные весом суспензии, находящейся в данном объеме потока, силы трения

квазижидкости о твердую поверхность трубы T , силы гидродинамического давления свободной струи F_c , архимедовы силы $F_{арх}$, обусловленные разностью плотностей газовых пузырьков и суспензии и силы трения суспензии о поверхность пузырей T_p , обусловленные разностью скоростей движения суспензии и газа.

Тогда баланс сил, действующих в стационарном нисходящем потоке газосуспензионной смеси в опускной трубе, будет

$$F_1 - F_A + G + F_c - F_{арх} - T - T_{пн} = 0. \quad (1)$$

С учетом всех сил, представленных в уравнении (1), давление P_A в точке А будет

$$P_A = P_1 + P_C + \rho_{ж} g H_{CM_1} (1 - \varphi_{Г_Н}) - P_{АРХ} - \Delta P_H - \Delta P_{ПН}. \quad (2)$$

Баланс сил, действующих в стационарном восходящем потоке газосуспензионной смеси в подъемной трубе, будет

$$F_B - F_2 + G - F_{арх} + T - T_{пв} = 0. \quad (3)$$

Тогда давление в точке В составит

$$P_B = P_2 + \rho_{ж} g H_{CM_2} (1 - \varphi_{Г_В}) + P_B - P_{АРХ.В} - \Delta P_{ПВ}. \quad (4)$$

При переходе суспензионного потока от точки А к точке В часть потенциальной энергии давления теряется на величину ΔP_{AB} . Тогда баланс давлений в точках А и В можно представить в виде

$$P_A = P_B + \Delta P_{AB}. \quad (5)$$

Потери энергии, связанные с преодолением сил трения жидкости о стенки канала и изменением скорости движения жидкости при изменении живого сечения потока и его направления в нисходящем потоке ΔP_H , будут складываться из

$$\Delta P_H = \Delta P_p + \Delta P_{дл.н}, \quad (6)$$

где $\Delta P_{дл.н}$ – потери энергии по длине, связанные с трением газосуспензионного потока о твердые стенки трубы.

ΔP_p – потери энергии, связанные с расширением газосуспензионного потока от d_0 до $d_{тр}$.

Основываясь на подходе, примененном в работе [5], и допуская ньютоновское поведение газосуспензионной смеси, раскроем значения составляющих давления P_A и P_B , подставив их в уравнение (5). В результате получим

$$\begin{aligned} P_1 + P_C + \rho_{сусп} g H_{CM_1} (1 - \varphi_{Г_Н}) - P_{АРХ.Н} - \Delta P_H - \Delta P_{ПН} = \\ = P_2 + \rho_{сусп} g H_{CM_2} (1 - \varphi_{Г_В}) + \Delta P_B - P_{АРХ.В} - \Delta P_{ПВ} + \Delta P_{AB} \end{aligned} \quad (7)$$

Преобразуем уравнение (7), перенеся в левую часть движущую силу процесса и в правую часть диссипативную составляющую. Тогда

$$\begin{aligned} (P_1 - P_2) + P_C + \rho_{сусп} g H_{CM_1} (1 - \varphi_{Г_Н}) - P_{АРХ.Н} - \rho_{сусп} g H_{CM_2} (1 - \varphi_{Г_В}) + P_{АРХ.В} = \\ = \Delta P_H + \Delta P_B + \Delta P_{AB} + \Delta P_{ПН} + \Delta P_{ПВ} \end{aligned} \quad (8)$$

С учетом выше принятых допущений правую часть можно преобразовать в виду

$$(P_1 - P_2) + P_C + \rho_{\text{сусп}} g H_{\text{CM}_1} (1 - \varphi_{\Gamma_H}) - P_{\text{АРХ.Н}} - \rho_{\text{сусп}} g H_{\text{CM}_2} (1 - \varphi_{\Gamma_B}) + P_{\text{АРХ.В}} =$$

$$= \xi_K \left(\frac{\rho_{\text{сусп}} W_{\text{сусп}}^2}{2} \right), \quad (9)$$

где ξ_K – коэффициент сопротивления циркуляционного контура.

В общем случае, коэффициент циркуляционного контура может быть легко определен из уравнения (9) экспериментальным путем, допустив равенство влияния архимедовых сил в нисходящем и восходящем потоках на скорость газосуспензионной смеси.

С другой стороны, коэффициент циркуляционного контура может быть найден исходя из метода аддитивности гидравлических сопротивлений. Как показали эксперименты, представленные в работе [3], для двухфазных потоков образованных ньютоновскими жидкостями (воздух–вода) применение этого метода дало положительный результат. В этом случае коэффициент сопротивления циркуляционного контура определялся по уравнению (10)

$$\xi_K = \lambda_H \frac{H_{\text{CM}_1}}{d_{\text{ТР}}} \cdot \frac{1}{1 - \varphi_{\Gamma_H}^{1,75}} + \lambda_B \frac{H_{\text{CM}_2}}{d_{\text{ТР}}} \cdot \frac{1}{1 - \varphi_{\Gamma_B}^{1,75}} + \frac{\xi_P}{1 - \beta_{\Gamma}^2} + \frac{\xi_{\text{ВЫХ}}}{1 - \varphi_{\Gamma_B}^2} +$$

$$+ \frac{\xi_{\text{АВ}}}{1 - \varphi_{\text{СР}}^2}, \quad (10)$$

где λ_H и λ_B – коэффициенты трения по длине в нисходящем и восходящем потоках соответственно; φ_{Γ_H} ; φ_{Γ_B} ; $\varphi_{\text{СР}}$ – объемное газосодержание в нисходящем и восходящем потоке, а также среднее значение газосодержания соответственно; β_{Γ} – расходное газосодержание;

ξ_P ; $\xi_{\text{ВЫХ}}$; $\xi_{\text{АВ}}$ – коэффициенты местных сопротивлений при расширении струи от d_0 до d_C , коэффициент местного сопротивления на выходе восходящего потока из подъемной трубы; коэффициент местного сопротивления при повороте газожидкостного потока на 180° , соответственно.

Использование значений коэффициентов по длине λ и местных коэффициентов ξ , входящих в уравнение (10), и рассчитываемых по уравнениям, приведенным в работе [3], применительно к случаю течения неньютоновских жидкостей, некорректно [12]. Поэтому проверка адекватности уравнения (9) при помощи зависимости (10) вызывает сомнение. Требуется отдельное уточнение зависимостей всех коэффициентов сопротивлений от критерия Рейнольдса, а также от коэффициента эффективной вязкости [11, 15]. Более того, наличие газовой фазы в потоке суспензии нарушает все известные закономерности, предложенные для расчета [16]. К тому же в научной литературе отсутствуют исследования по уносу газовой фазы свободными струями образованными неньютоновскими жидкостями [13, 14]. Нахождение этих зависимостей неизбежно требует проведение экспериментальных исследований по изучению течения реальных трехфазных смесей на модели КСИБА, что является целью дальнейших исследований.

Выводы

1. В результате проведенного теоретического исследования гидродинамики трехфазных потоков получено уравнение для расчета коэффициента сопротивлений циркуляционного контура.

2. Показано, что определение этого коэффициента по правилу аддитивности требует экспериментальной оценки всех входящих в него коэффициентов по длине и местных коэффициентов сопротивления.

Литература

1. Дужий А.Б., Тишин В.Б. Объяснение механизма уноса газа жидкой свободной струей на основе экспериментального исследования ее структуры // Известия СПбГУНиПТ, 2000. № 1. С. 127–133.
2. Новоселов А.Г. Массообмен и поверхность контакта фаз в струйно-инжекционных кожухотрубных сатураторах: дис. ... канд. техн. наук. Л., 1985. 134 с.
3. Сивенков А.В. Интенсификация гидродинамических процессов в струйных аппаратах пищевой промышленности: дис. ... канд. техн. наук. СПб., 2011. 148 с.
4. Сивенков А.В., Новоселов А.Г. Гидродинамический расчет движения двухфазных потоков в вертикальных трубах кожухотрубного струйно-инжекционного аппарата (КСИА) с рециркуляцией жидкости и с дополнительным соплом над сливной трубой // Известия СПбГУНиПТ, 2008. № 2. С. 11–16.
5. Тишин В.Б. Интенсификация процессов в газожидкостных пластинчатых и кожухотрубных аппаратах пищевой и микробиологической промышленности: дис. ... докт. техн. наук. Л., 1988. 314 с.
6. Кунце В., Миг Г. Технология солода и пива. СПб.: Профессия, 2003. 912 с.
7. Ибрагимов Т.С. Совершенствование машинно-аппаратурной схемы производства этилового спирта: дис. канд. техн. наук. СПб., 2014. 94 с.
8. Новоселов А.Г., Баракова Н.В., Ибрагимов Т.С., Чеботарь А.В. Периодический способ производства спирта и кожухотрубный струйно-инжекционный аппарат, используемый при осуществлении способа: пат. 2499050 Российская Федерация. 2013. Бюл. №32.
9. Яблокова М.А. Аппараты с инжектированием газа турбулентными струями жидкости: дис. ... докт. техн. наук. СПб., 1995. 384 с.
10. Угинчус А.А. Гидравлика и гидравлические машины. Харьков: Харьковский университет, 1970. 395 с.
11. Metzner A.B., Reed J.C. Flow of non-newtonian fluids. Correlation of the laminar, transition and turbulent-flow regions. *A.I.Ch.E.J.* 1955, V.1, no. 4, pp. 434–440.
12. Coleman J.W., Srinivas G. Characterization of two-phase flow patterns in small diameter round and rectangular tubes. *Int. Heat and mass transfer.* 1999, V. 42, no. 15. pp. 2869–2881.
13. Kumagai M., Imai H. Gas entrainment characteristics of an impinging water jet. *Kagaku Ronbunshu.* 1982, V.8, no. 1. pp. 1–6.
14. McCarthy M.J., Molloy N.A. Review of stability of liquid jets and the influence of nozzle design. *Chem. Eng. Journ.* 1974, V. 7. pp. 1–20.
15. McKeogh E.J., Ervine D.A. Air entrainment rate and diffusion pattern of plunging liquid jets. *Chem. Eng. Sci.* 1981, V. 36, pp. 1161–1172.
16. McKeogh E.J., Elsevy E.M. Air retained in pool by plunging water jet. *Jour. Hydr. Div.* 1980, no. 10, pp. 1577–1593.
17. Смирнов М.М., Плесовских В.А. Биохимические реакторы. СПб., Химиздат, 1998. 128 с.
18. Schuger K. Neue bioreaktoren fur aerobe prozesse. *Chem. Ing. Techn.* 1980, V. 52, no. 12, pp. 951–965.

References

1. Duzhii A.B., Tishin V.B. Ob'yasnenie mekhanizma unosa gaza zhidkoi svobodnoi struei na osnove eksperimental'nogo issledovaniya ee struktury [Explanation of the mechanism of ablation liquid gas free stream on the basis of experimental studies of its structure]. *Izvestiya SPbGUNiPT.* 2000, no. 1, pp. 127–133.
2. Novoselov A.G. Massoobmen i poverkhnost' kontakta faz v struino-inzhektsionnykh kozhukhotrubnykh saturatorakh [Mass transfer and the contact surface of the phases in the jet-injection shell saturators]. *Candidate's thesis.* Leningrad, 1985. 134 p.
3. Sivenkov A.V. Intensifikatsiya gidrodinamicheskikh protsessov v struinykh apparatakh pishchevoi promyshlennost [Intensification of hydrodynamic processes in the jet apparatus of the food industry]. *Candidate's thesis.* St. Petersburg, 2011, 148 p.
4. Sivenkov A.V., Novoselov A.G. Gidrodinamicheskii raschet dvizheniya dvukhfaznykh potokov v vertikal'nykh trubakh kozhukhotrubnogo struino-inzhektsionnogo apparata (KSIA) s retsirkulyatsiei zhidkosti i s dopolnitel'nym soplom nad slivnoi truboi [Hydrodynamic calculation of motion of two-phase flow in a vertical

- pipe-tube jet-injection unit recirculating fluid and with an optional nozzle over the drainage pipe]. *Izvestiya SPbGUNIPT*. 2008, no. 2, pp. 11–16.
5. Tishin V.B. Intensifikatsiya protsessov v gazozhidkostnykh plastinchatykh i kozhukhotrubnykh apparatakh pishchevoi i mikrobiologicheskoi promyshlennosti [The intensification of processes in gas-liquid of lamellar and shell tube devices of food and microbiological industry]. *Doctor's thesis*. Leningrad, 1988, 314 p.
 6. Kuntse V., Mig G. *Tekhnologiya soloda i piva [Technology of malt and beer]*. St. Petersburg, Professiya Publ., 2003, 912 p.
 7. Ibragimov T.S. Sovershenstvovanie mashinno-apparaturnoi skhemy proizvodstva etilovogo spirta [Perfection machine and hardware circuits of production of ethyl alcohol]. *Candidate's thesis*. St. Petersburg, 2014, 94 p.
 8. Novoselov A.G., Barakova N.V., Ibragimov T.S., Chebotar' A.V. *Periodicheskii sposob proizvodstva spirta i kozhukhotrubnyi struino-inzheksionnyi apparat, ispol'zuemyi pri osushchestvlenii sposoba [The batch process of alcohol production and shell-jet injection apparatus used in the method]*. Patent RF, no. 2499050. 2013, byul. no. 32.
 9. Yablokova M.A. Apparaty s inzhektirovaniem gaza turbulentnymi struyami zhidkosti [Apparatus with gas injection turbulent jet of liquid]. *Doctor's thesis*. St. Petersburg, 1995, 384 p.
 10. Uginchus A.A. *Gidravlika i gidravlicheskie mashiny [Hydraulics and Hydraulic Machines]*. Khar'kov, Krakovskii universitet Publ., 1970, 395 p.
 11. Metzner A.B., Reed J.C. Flow of non-newtonian fluids. *Correlation of the laminar, transition and turbulent-flow regions*. *A.I.Ch.E.J.* 1955, V.1, no. 4, pp. 434–440.
 12. Coleman J.W., Srinivas G. Characterization of two-phase flow patterns in small diameter round and rectangular tubes. *Int. Heat and mass transfer*. 1999, V. 42, no. 15. pp. 2869–2881.
 13. Kumagai M., Imai H. Gas entrainment characteristics of an impinging water jet. *Kagaku Ronbunshu*. 1982, V.8, no. 1. pp. 1–6.
 14. McCarthy M.J., Molloy N.A. Review of stability of liquid jets and the influence of nozzle design. *Chem. Eng. Journ.* 1974, V. 7. pp. 1–20.
 15. McKeogh E.J., Ervine D.A. Air entrainment rate and diffusion pattern of plunging liquid jets. *Chem. Eng. Sci.* 1981, V. 36, pp. 1161–1172.
 16. McKeogh E.J., Elsevy E.M. Air retained in pool by plunging water jet. *Jour. Hydr. Div.* 1980, no. 10, pp. 1577–1593.
 17. Smirnov M.M., Plesovskikh V.A. *Biokhimicheskie reaktory*. St. Petersburg, Khimizdat Publ., 1998, 128 p.
 18. Schuger K. Neue bioreaktoren fur aerobe prozesse. *Chem. Ing. Techn.* 1980, V. 52, no. 12, pp. 951–965.

Статья поступила в редакцию 02.11.15