

Экспериментальное исследование эжектора с диспергированной струей

Виталий Пономаренко, Цветан Димитров, Николай Пушанко

Experimental study of a dispersed jet ejector. In this study, the authors presented the results of a dispersed jet ejector and a cylindrical mixing chamber in its upright position. The dependences of the ejection volume ratio of supply pressure fluid to the nozzle backpressure magnitude. Identified self-similar mode of operation of the ejector in which the ejection volume coefficient is independent of the pressure.

Keywords: ejector, nozzle, jet ejection coefficient, counterpressure.

ВВЕДЕНИЕ

Осуществление технологических процессов физико-химической обработки пищевого сырья связано с массообменными процессами, перемещением и перемешиванием твердой, газообразной или жидкой фаз. Наибольшее распространение получили хорошо обоснованные механический и гидродинамические способы интенсификации процессов, основанные на локальном вводе энергии. Достаточно просто его можно осуществить эжекционным способом.

Достоинствами эжектора являются отсутствие движущихся частей, простота конструкции и обслуживания, высокая интенсивность процессов перемешивания, массообмена, теплообмена. Однако использование эжекционного оборудования для обработки продуктов требует тщательного обоснования, знания процессов, которые в них происходят и применения обоснованных методов расчета различных типов эжекторов. Простота их внедрения в технологические схемы различных пищевых производств и надежность работы позволяют надеяться на их широкое распространение.

Эжектор является устройством, в котором происходит передача кинетической энергии от одной среды (рабочей), движущейся с большой скоростью, в потенциальную энергию смешанного потока (рабочего и всасываемого - эжектируемого). Работа эжектора подчиняется закону сохранения энергии в форме уравнения Бернулли: в сужающемся сечении потока создаётся пониженное давление рабочей среды, что вызывает подсос в поток пассивной среды, которая активно смешивается с рабочей средой, при этом происходит взаимная передача кинетической энергии и последующее ее выравнивание.

В общем случае эжектор состоит из рабочего сопла, приёмной, смесительной камер и диффузора. К.п.д. такого эжектора низкое и составляет около 30%. Совершенствование эжекционных аппаратов привело к созданию жидкостно-газовых эжекторов с удлиненной камерой смешения в которых ее длина достигает 30...35 диаметров смесительной камеры [1], а объёмный коэффициент подсоса в этих аппаратах увеличен примерно в два раза.

Эжекционный аппарат кроме функции насоса прекрасно выполняет функции малогабаритного и эффективного массообменного оборудования. В камере смешения через постоянно обновляемую поверхность контакта фаз происходит интенсивный межфазный обмен веществ между жидкой и газовой фазами. В связи с этим эжекционные аппараты находят все большее применение в различных отраслях пищевой промышленности, в частности - сахарной.

Общим недостатком, сдерживающим использование эжекционных аппаратов в сахарной промышленности, является их низкий коэффициент эжекции, отсутствие достоверных результатов по гидродинамике и кинетике массообменных процессов, что не позволяет производить достоверные расчёты оборудования.

Исследованию работы эжектора с диспергированной струей и вертикально расположенной камерой смешения посвящена данная работа.

ИЗЛОЖЕНИЕ

Авторы работы [2] рассматривают эжектор, как аппарат, где проходят массообменные процессы, зависящие от физических свойств жидкости, размеров эжектора и параметров процесса. Были исследованы эжекторы на примере десорбции O_2 из воды в инертный газ. Эксперименты показали, что геометрические характеристики эжектора (диаметр сопла, длина камеры смешения, соотношение диаметров сопла и камеры смешения) значительно влияют на массопередачу. Авторы отмечают, что в литературе известно всего несколько работ, в которых была исследована массопередача в зависимости от геометрических размеров эжектора. Ими предложена корреляция для определения объемного коэффициента массопередачи и установлено, что его величина возрастает, когда:

- больше энергии тратится на единицу массы;
- более высокая доля газовой фазы.

Авторами экспериментально доказано, что в зависимости от соотношения газ-жидкость в эжекторе можно выделить 2 зоны:

- при высоких перепадах давлений (низкие соотношения $Q_g/Q_{ж}$: Q_g - расход газа, $Q_{ж}$ - расход жидкости) в диффузоре образовывались газовые пузырьки;
- при более высоких соотношениях (то есть с увеличением скорости потока газа) зона смешивания смещается к выходному отверстию эжектора.

Авторы [2] сделали следующие выводы:

1. Конструкция эжектора значительное влияние на массопередачу.
2. Длина камеры смешивания влияет на количество передаваемого вещества.

При более длинной камере смешивания количество передаваемого вещества увеличивается.

3. При отсутствии вихревого устройства на входе в сопло оптимальное соотношение $d_{сопла}/d_{кк} = 0,4$ ($d_{кк}$ - диаметр камеры смешивания).

При наличии вихревого устройства необходимо увеличивать диаметр камеры смешивания (соотношение d/d)

4. Коэффициент объемной массопередачи увеличивается при более тяжелых газах (у газа большей плотности пузырьки имеют меньший размер).

В работе [3] рассмотрена гидродинамика эжектора и показано, что существует оптимальное соотношение площадей сопла и камеры смешения для максимального захвата воздуха. Передача части кинетической энергии первичного потока газовой фазе вызывает «шок смешивания» (Витте, 1969). Это вызывает измельчение пузырьков и создает большую площадь поверхности ($2000 \text{ м}^2/\text{м}^3$), что возможно сравнить с обычным резервуаром с мешалкой.

Численное моделирование работы эжектора в программной среде CFD [4] позволило определить коэффициент эжекции и влияние на него конфигурации элементов аппарата. Разработана математическая модель и проведено экспериментальное исследование в широком диапазоне изменения эксплуатационных параметров эжекторов различной конфигурации. Результаты моделирования и исследовательские данные хорошо согласуются. Установлено, что отношение оптимальной длины камеры смешения к диаметру составляет 1 ... 2 для эжекторов газ-жидкость и 5 ... 7 для эжекторов газ-газ.

Эжекторы, которые используются в качестве массообменных аппаратов, особенно эффективны в случае прохождения быстрой или мгновенной химической реакции [5], при очистке выбросов промышленных предприятий от летучих органических соединений, которые находятся в низких концентрациях. Показано что при насыщении жидкости кислородом в эжекторном аппарате концентрация O_2 в жидкой фазе довольно высокая (жидкость на 80% насыщена O_2) при малом времени пребывания фаз (≤ 50 мс).

Проведенные исследования показали возможность удаления этанола в эжекционных аппаратах со значительных объемов газовой фазы (до 10000 м³/ч.) при малом времени пребывания.

Авторы [6] используют помимо традиционного сопла для эжектора (струйной форсунки) и форсунку, в которой струя жидкости закрученная. В силу конфиденциальности информации конструкция форсунки не приведена.

Согласно экспериментальных данных при использовании сопла с завихрителем достигается более высокий перепад давлений газовой фазы. Например, при $Q_{\text{газ}}/Q_{\text{жид}} = 1$ перепад давления по газовой фазе составляет 200 мбар, а при использовании сопла с завихрителем ΔP составляет 400 мбар. То есть вихревое устройство уменьшает эффективность эжектора, поскольку значительная часть энергии, передаваемая газовому потоку, идет не на рассеивание газа (образование пузырей), а на его сжатие.

При оценке влияния величины отношения диаметра сопла к диаметру камеры смешивания на объемный коэффициент массопереноса наблюдаются противоречивые эффекты, требующие дополнительных исследований. Обычно при наличии сопла без вихревого элемента оптимум соотношения $d_{\text{сопла}}/D_{\text{ка}} = 0,38$.

Экспериментами также установлено, что длина камеры смешения влияет на объемный коэффициент массопереноса: более длинная смесительная труба создает более высокие объемные коэффициенты.

В ходе экспериментов было также исследовано влияние масштабирования на работу эжектора. Размеры эжектора были пропорционально увеличены в два раза. При этом установлено, что коэффициент массообмена остался постоянным, то есть он не зависит от размеров аппарата.

Анализ только представленных работ (наиболее интенсивно исследования по изучению работы эжекторов проводятся в Китае, США), показывает:

- в основном рассматриваются эжекторы горизонтального исполнения;
- в качестве сопла практически всегда используется струйная форсунка;
- исследуются классические конструкции эжекторов с горловиной, конфузуром и диффузором.

Исследование эжекторов такой конструкции с горизонтальным размещением камеры смешивания обусловлено их широким применением в промышленности. Однако, при горизонтальном размещении аппарата струя жидкости, вытекающая из сопла форсунки, имеет ограниченную длину и еще более укорачивается вследствие действия ограничивающих стенок. Происходит расслоение рабочего и эжектируемого потоков, что снижает общую скорость массопередачи. Процессы обмена не успевают завершиться в эжекторе. Примером этого может служить работа сульфитатора в сахарной промышленности, когда из него происходит выброс SO₂ в атмосферу.

На величину количества переданного вещества из одной фазы в другую, согласно основного уравнения массопередачи, оказывает влияние величина поверхности контакта фаз. В случае использования струйной форсунки распад струи на капли происходит далеко от среза сопла и поверхность массопередачи низкая.

При вертикальном расположении эжектора весь объем камеры смешения заполнен газо-жидкостной смесью, расслоения потоков не наблюдается. При использовании в качестве рабочего сопла центробежно-струйной форсунки, распад на капли происходит на незначительном расстоянии от среза сопла, все поперечное сечение факела распыла заполнено каплями жидкости.

Соблюдение таких условий работы эжектора позволяет интенсифицировать его работу, как массообменного оборудования. Экспериментальных данных, которые раскрывают особенности гидродинамики и массообмена при таком выполнении эжекторов не известно.

Для исследования гидродинамики эжектора при вертикальном расположении была создана экспериментальная установка (рис.1).

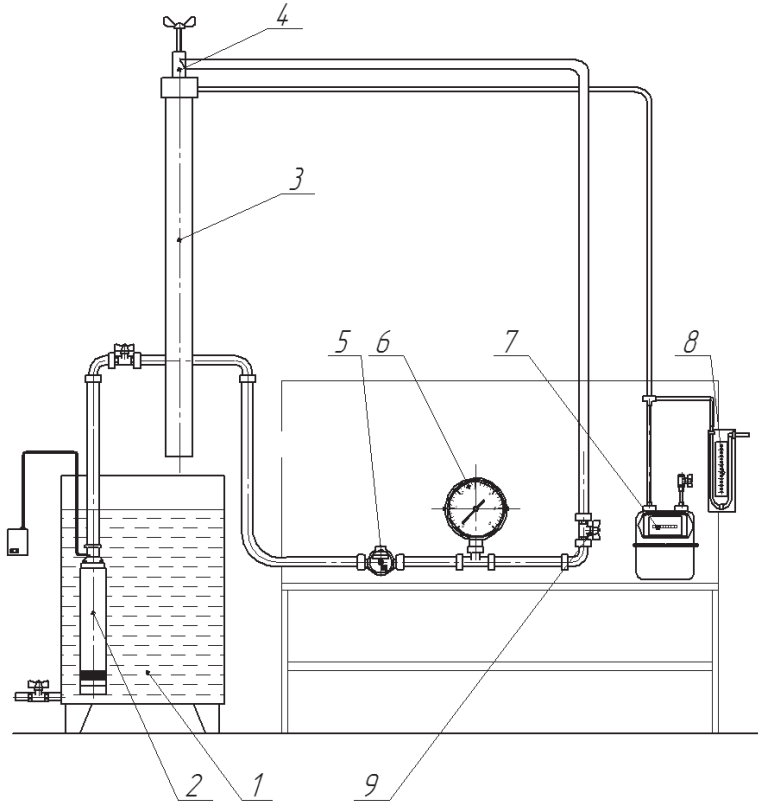


Рис. 1 Экспериментальная установка

1 – мерная емкость; 2 - насос; 3 - камера смешения эжектора; 4-форсунка; 5- расходомер жидкости; 6-манометр; 7-расходомер газа; 8-дифманометр; 9- регулировочные краны

Основным элементом установки является прозрачная камера смешения, конец которой погружался на разные уровни под слой воды. Расходомерами контролировались расход жидкости, газа.

В качестве рабочего сопла для работы эжектора была спроектирована центробежно-струйная форсунка со вставкой (рис.2).

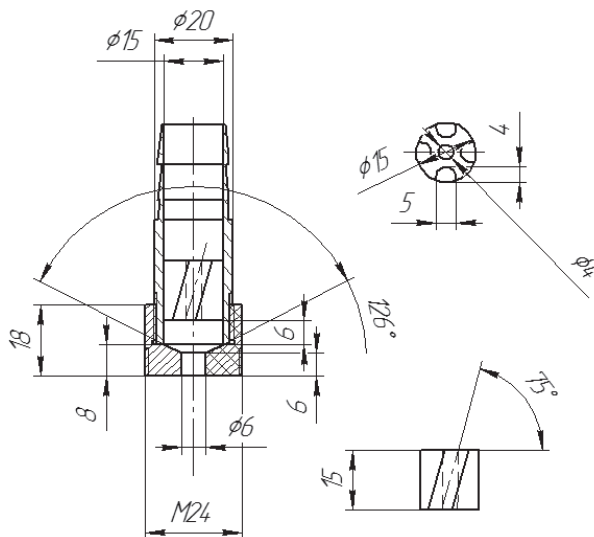


Рис. 2 Центробежно-струйная форсунка

Такая форсунка хорошо себя зарекомендовала при работе на жидкостях с примесями, какими являются жидкости сахарного завода [7]. Их преимуществом являются большие проходные сечения, повышающие надежность их работы при удовлетворительных дисперсных характеристиках распыленной жидкости.

В данном исследовании приводятся результаты по изучению влияния давления жидкости, под которым происходит диспергирование жидкости, а также величины противодействия (глубины погружения камеры смешения под уровень жидкости) на объемный коэффициент эжекции.

В качестве рабочего потока использовалась вода при температуре 25⁰С, эжектируемым потоком был воздух при температуре 25⁰С.

Давление жидкости на форсунке создавалось насосом и изменялось в пределах 0,05 – 0,155 МПа. Низкие давления жидкости характерны для работы насосов сахарного завода при постоянно изменяющихся расходах подаваемой жидкости, поэтому изучение работы эжекторов при таких давлениях является практической задачей. Расходы жидкости и газа измерялись расходомерами с точностью до 2,8*10⁻⁷ м³/с.

Конец камеры смешения эжектора погружался на 50, 100, 150, 200, 250 мм под уровень жидкости в мерном баке.

Результаты экспериментальных данных были обработаны в программах Microsoft Excel (обработка табличных данных), построение графиков выполнено в программах Microsoft Excel и OriginPro 8.

Зависимость объемного коэффициента массопередачи от давления жидкости на форсунке при разном противодействии (рис. 3.) есть прямые линии, которые в пределах исследуемых давлений с достаточной точностью (94 – 97%) описываются уравнениями типа $y = kx + b$. При свободном истечении жидкости из камеры смешения (конец камеры смешения находится над уровнем жидкости в мерном сосуде), наблюдается наиболее высокий эффект эжекции. С повышением давления истечения жидкости из форсунки с 0,05 МПа до 0,155 МПа коэффициент эжекции увеличивается почти на 50%.

При погружении конца камеры смешения под уровень жидкости (увеличении противодействия) коэффициент эжекции уменьшается, причем даже при незначительном противодействии (H=50 мм вод. ст.) коэффициент эжекции уменьшается почти в пять раз.

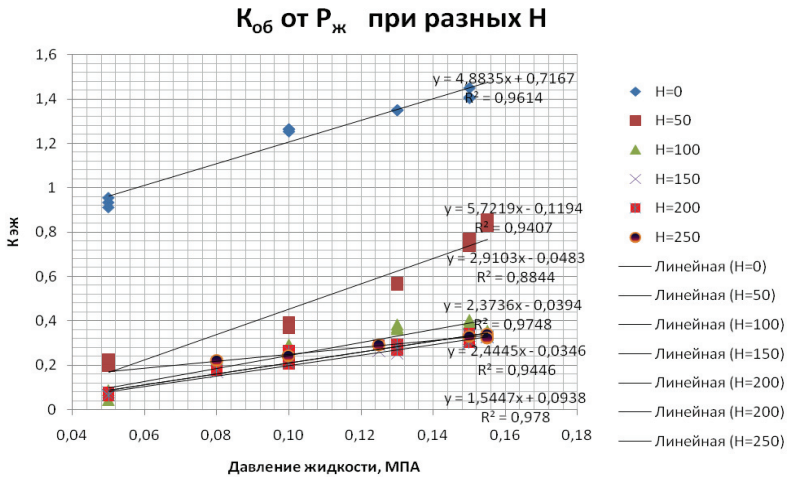


Рис.3 Зависимость объемного коэффициента эжекции от давления распыливаемой жидкости на форсунке при разных противодействиях

На рис.4 представлена зависимость коэффициента эжекции от величины противодействия (глубины погружения) при фиксированном расходе жидкости через форсунку ($P = 0,155$ МПа, что соответствует $Q_{ж} = 3,46 \cdot 10^{-4}$ м³/с).

Экспериментальные данные с достаточной точностью (97%) описываются полиномом третьей степени. При противодействии в 100 мм вод. ст. коэффициент эжекции уменьшается до численного значения 0,4 и в дальнейшем не зависит от противодействия в рамках эксперимента

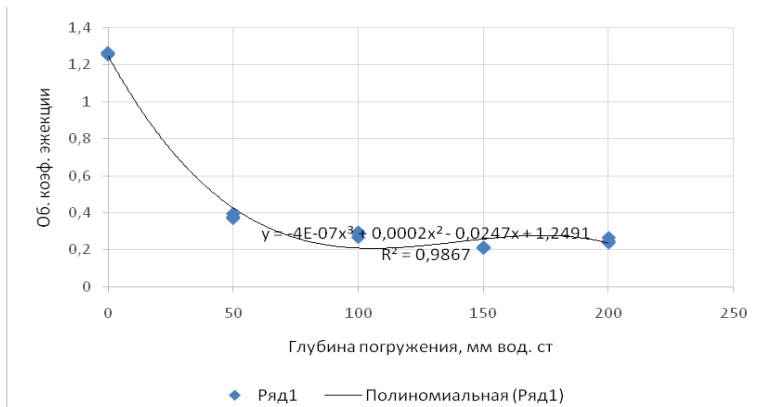


Рис.4 Зависимость объемного коэффициента эжекции от противодействия (глубины погружения), давление жидкости на форсунке $P=0,1$ МПа ($Q_{ж}=2,89 \cdot 10^{-4}$ м³/с)

На рис. 5 показан сводный график зависимости объемного коэффициента эжекции от противодавления при различных значениях давления жидкости на форсунке (разных расходов жидкости):

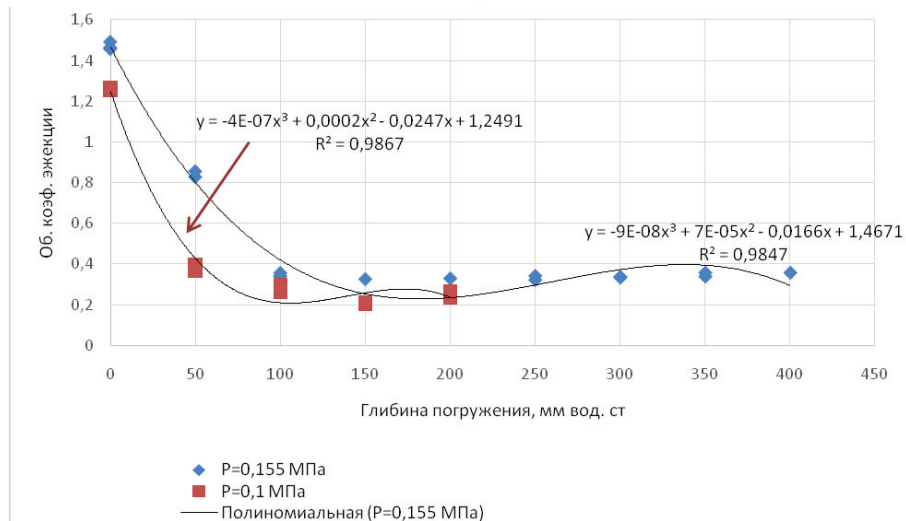


Рис. 5 Зависимость объемного коэффициента эжекции от противодавления

С уменьшением давления жидкости на форсунке коэффициент эжекции уменьшается и соответственно уменьшается глубина погружения камеры смешивания эжектора, при которой он может работать. Без противодавления эжектор имеет достаточно высокий $K_{эжек}$, резко уменьшает числовое значение при наличии противодавления.

Существует режим работы эжектора, при котором коэффициент эжекции не зависит от глубины погружения конца камеры смешения под уровень жидкости, т.е. наблюдается автомодельный режим. Такой режим наблюдается в довольно широких пределах изменения противодавления.

При превышении противодавления некоторого предела эжекция пассивного вещества прекращается (опускной характер концов кривых).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В работе приведены результаты экспериментального исследования гидродинамики эжектора с цилиндрической камерой смешения и центробежно-струйной форсункой в качестве рабочего сопла при их вертикальном размещении.

Экспериментально найдены величины коэффициента эжекции в зависимости от давления жидкости, под которым происходит истечение жидкости из форсунки при различном противодавлении. С повышением давления жидкости на форсунке коэффициент эжекции линейно увеличивается, с увеличением противодавления – происходит его снижение.

Установлен автомодельный режим работы эжектора, при котором объемный коэффициент эжекции не зависит от противодавления в определенных пределах.

Данный режим работы эжектора позволяет их проектировать с исключением режима, при котором происходит прекращение эжекции пассивной среды.

Результаты исследований могут быть использованы при проектировании аппаратов сульфитации в сахарной промышленности.

Процессы массопередачи при вертикальном расположении эжектора требует дополнительных исследований.

ЛИТЕРАТУРА

[1] Лямаев, Б.Ф. Гидроструйные насосы и установки. / Б.Ф. Лямаев. - Л.: Машиностроение. Ленинград. отдел., 1988. - 256 с.

[2] Influence of the ejector configuration, scale and the gas density on the mass transfer characteristics of gas–liquid ejectors. Cramers, A.A.C.M. Beenackers P.H.M.R. Chemical Engineering Journal 82 (2001), pages 131–141.

[3] Hydrodynamic aspects of ejectors. M.T. Kandakure, V.G. Gaikar, A.W. Patwardhan. Chemical Engineering Science, volume 60 (2005) pages 6391–6402.

[4] Configuration dependence and optimization of the entrainment performance for gas-gas and gas-liquid ejectors. Cui Li, Yanzhong Li*, Lei Wang. Applied Thermal Engineering. volume 48 (2012), pages 237-248.

[5] Study of mass transfer in a novel gas-liquid contactor: the aero-ejector. G.M. de Billerbeck, J.S. Condoret, C. Fonade. Original Research Article Chemical Engineering Journal. volume 72 (1999), pages 185±193.

[6] Influence of the ejector configuration, scale and the gas density on the mass transfer characteristics of gas–liquid ejectors. P.H.M.R. Cramers, A.A.C.M. Beenackers. Original Research Article Chemical Engineering Journal, 82 (2001), pages 131–141.

[7] Ponomarenko, V. Ejection devices in mass transfer processes of sugar industry. Ponomarenko V, Pushanko N. LAP LAMBERT Academic Publishing ist ein Imprint der / is a trademark of OmnisScriptum GmbH & Co. KG, ISBN: 978-3-659-47763-8, Saarbrücken. 2014. с. 48.

Для контактов:

К.т.н. доцент Виталий Пономаренко, кафедра технологического оборудования и компьютерных технологий проектирования, Государственное высшее учебное заведение “Национальный университет пищевых технологий”, г. Киев, Украина, тел: (097) 948–47–20, e-mail: vponomarenkov@ukr.net.

Доклад был рецензирован