



УДК 66.074.3

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ДЕГАЗАТОРА НАСЫЩЕННЫХ РАСТВОРОВ



RESEARCH OF HYDRODYNAMIC PARAMETERS OF DEGASSER OF SATURATED SOLUTIONS

Рахмонов Тойир Зойирович

доктор технических наук, доцент,
главный специалист по механике,
отдел проектирования,
ООО «Лукойл-Узбекистан Оперейтинг Компани»
trahmonov@lukoil-international.uz

Ходжаев Нодир Бахадирович

главный специалист,
отдел сопровождения проектных работ,
ООО «Лукойл-Узбекистан Оперейтинг Компани»
nkhodjaev@lukoil-international.uz

Аннотация. В статье приводятся результаты исследований по определению гидродинамических параметров распределительных устройств и пленкообразователей дегазатора и значения газонаполнения, гидравлических сопротивлений распределительного устройства в зависимости от технологических параметров и высоты щели переливного стакана. При этом установлено, что основными факторами влияющие на эффективность процесса служат скорость потока, поверхность дегазации, путь движения и размер пузырей. Разработанный дегазатор с развитой поверхностью дегазации может быть использован на различных установках подготовки природного газа, газового конденсата и других насыщенных многокомпонентных растворов.

Ключевые слова: природный газ, насыщенный раствор, дегазатор, распределительные устройства, движения и размер пузыря, очистка природного газа, эффективность очистки, подготовка природного газа.

Rakhmonov Toyir Zoyirovich

Doctor of Technical Sciences,
Associate Professor,
Chief mechanical specialist of
Design department,
LUKOIL Uzbekistan Operating Company LLC
trahmonov@lukoil-international.uz

Khojaev Nodir Bahadyrovich

Chief Specialist of
Project Support Division,
LUKOIL Uzbekistan Operating Company LLC
nkhodjaev@lukoil-international.uz

Annotation. The article presents results of researches to determine hydrodynamic parameters of switchgear and film formers of a degasser and the gas filling value, hydraulic resistance of the switchgear depending on the process parameters and the height of the slit of overflow nozzle. It was founded that the main factors affecting the efficiency of the process are the flowrate, the degassing surface, the trajectory of movement and the size of the bubbles. The updated degasser with a developed degassing surface can be used in various units for the preparation of natural gas, gas condensate, and other saturated multicomponent solutions.

Keywords: natural gas, saturated solution, degasser, distribution devices, movement and bubble size, purification of natural gas, purification efficiency, preparation of natural gas.

В настоящее время в промышленных установках подготовки газового конденсата, сероочистки и других объектах подготовки насыщенных растворов применяются дегазаторы без внутренних конструктивных элементов (пустотелые). При этом дегазация раствора происходит лишь с поверхности зеркала жидкости. Согласно теории разделения, для эффективной дегазации насыщенных растворов определяющим параметром является время всплытия пузыря, поскольку время нахождения газожидкостной смеси в аппарате должно быть больше чем этот параметр [1]. Таким образом, когда поверхность разделения газа от жидкости недостаточна, процесс дегазации неэффективен. С другой стороны, на примере технологии сероочистки природного газа эффективное выветривание насыщенного раствора амина приводит к уменьшению нагрузки на десорбер насыщенного раствора и, естественно, к уменьшению расхода пара.

Для повышения эффекта дегазации жидкостной смеси в системе газ в жидкости широко применяются различные конструктивные элементы в виде завихрителей, пластин, распределительных устройств. Кроме того, размещение в дегазаторе эффективных контактных устройств позволяет проводить процесс более интенсивно в относительно малогабаритных аппаратах, что приводит к уменьшению металлоемкости аппарата.

Эффективность работы дегазатора, а также энергетические и эксплуатационные затраты на проведение процесса разделения насыщенного раствора зависят от конструкции и гидродинамических параметров распределительных контактных элементов и пленкообразователей жидкости.

Движение пузырей в жидкости отличается от движения твердых частиц наличием поверхности раздела фаз «жидкость – газ». На этой поверхности касательная составляющая скорости отлична от



нуля; в результате внутри движущейся капли (пузыря) возникает конвективное движение, способствующее лучшему обтеканию капли по сравнению с твердой сферой. Поэтому при одних и тех же значениях числа Рейнольдса коэффициент сопротивления капли набегающему жидкому потоку меньше, чем аналогичный показатель твердой частицы. Отрыв потока при движении капли наблюдается при более высоких значениях числа Re, нежели в случае твердой сферы. Из-за подвижности межфазной поверхности при определенных значениях чисел Рейнольдса и Вебера возможна деформация и осцилляция капель и пузырей [2].

В пузырях, в отличие от капель, заполняющая их среда, сжимаема, что при деформации пузырей вызывает пульсации их объема и скорости, а также флуктуации их положения около направления движения.

Полагая, что всплывающий пузырек сохраняет сферическую форму, запишем выталкивающего его архимедову силу F, которая обусловлена различием плотностей жидкости ρ и газа в пузырьке ρ_г. Она определяется известной формулой:

$$F = \frac{4}{3} \pi r^3 g (\rho - \rho_g), \tag{1}$$

С учетом $\rho_g \ll \rho$ формулу можно переписать

$$F \approx \frac{4}{3} \pi r^3 \rho g, \tag{2}$$

Обсудим, как под действием архимедовой силы всплывает пузырек, который, двигаясь медленно, сохраняет сферическую форму.

Вокруг пузырька возникают потоки, которые перемешивают жидкость от лобовой поверхности пузырька к его тыльной стороне. Чем дальше от пузырька, тем с меньшей скоростью перетекает жидкость. Именно поэтому скорость всплывания пузырька зависит и от того, как движется жидкость, и от ее физических свойств.

Ламинарным является такое движение пузырька, при котором перетекание жидкости от его лобовой к тыльной поверхности не сопровождается появлением завихрений; жидкость течет спокойно, как бы послойно и слои не перемешиваются между собой. При таком обтекании пузырька жидкостью установившаяся скорость его ламинарного всплывания $U_{всп.}$, очевидно, должна зависеть от вязкости жидкости μ, радиуса пузырька r_п, и от выталкивающей силы F, действующей на пузырек.

$$U_{всп.} = \frac{F}{6\pi\mu r_p}, \tag{3}$$

Поскольку пузырек всплывает с постоянной скоростью, то, согласно закону Ньютона, сила, вынуждающая его движение F и сила, тормозящая его движение, в данном случае скорость ламинарного всплывания $U_{всп.}$, между собой равны. Таким образом, пузырек, всплывающий в режиме ламинарного движения, испытывает со стороны жидкости действие силы сопротивления, которая пропорциональна его скорости.

Подставив формулу (2) в (3), получим окончательную формулу для определения скорости ламинарного всплывания:

$$U_{всп.}^{л} = \frac{2\rho g r^2}{9\mu}, \tag{4}$$

Обсудим связь между выталкивающей силой F и скоростью всплывания пузырька $U_{всп.}$, когда имеет место турбулентный характер движения жидкости у пузырька. Двигаясь со скоростью $U_{всп.}$ и пройдя путь l, пузырек передаст массе жидкости $m = \pi r^2 l \rho$ энергию

$$W = -\frac{m U_{всп.}^2}{2} = -\frac{\pi r^2 l \rho U_{всп.}^2}{2}, \tag{5}$$

Эту энергию жидкость растратит на образование и движение завихрений. Так как при равномерном движении $F = -W/l$, тогда, имеем:

$$F = \frac{\pi r^2 \rho U_{всп.}^2}{2}, \tag{6}$$

Подставив формулу (5.2) в (5.6) получим окончательную формулу для определения скорости турбулентного всплывания:

$$U_{всп.}^т = \left(\frac{8gr}{3}\right)^{0,5}, \tag{7}$$



В результате можем сформулировать следующие выводы:

При свободном всплывании пузырька в режиме ламинарного течения жидкости $F \sim U_{всп}$, а в режиме турбулентного течения $F \sim U_{всп}^2$. Это означает, что с ростом скорости всплывания при турбулентном течении, сопротивление жидкости движению пузырька увеличивается быстрее, нежели при ламинарном.

В результате сравнения сил, тормозящих пузырьки, и относящихся к ламинарному и турбулентному течениям следует, что если выполняется условие $rU \ll \mu/\rho$, то пузырек всплывает в ламинарном режиме, а если $rU \gg \mu/\rho$ – то пузырек всплывает в турбулентном.

Для обеспечения интенсивного всплывания пузырька требуется обеспечить турбулентное течение жидкости с уменьшением пути движения пузырька и сопротивления жидкости. Это достигается созданием тонкого слоя течения жидкости при помощи распределительных устройств.

Описание экспериментальной установки для изучения работы пленкообразователя жидкости. С целью создания распределительных устройств для эффективного проведения дегазации насыщенного раствора проводили экспериментальные исследования в лабораторных условиях в системе «воздух – вода».

Задачей исследований является определение коэффициента расхода щели пленкообразователя, газонаполнения газожидкостного слоя по высоте переливного стакана при различных значениях скорости газа и плотности орошения, а также изучение характеристик истечения жидкости через кольцевую щель шириной от 2 до 10 мм.

Экспериментальная установка (рис. 1) состоит из колонны (поз. 1), в которой устанавливается ситчатая тарелка с переливным стаканом, служащая распределителем жидкости (поз. 2).

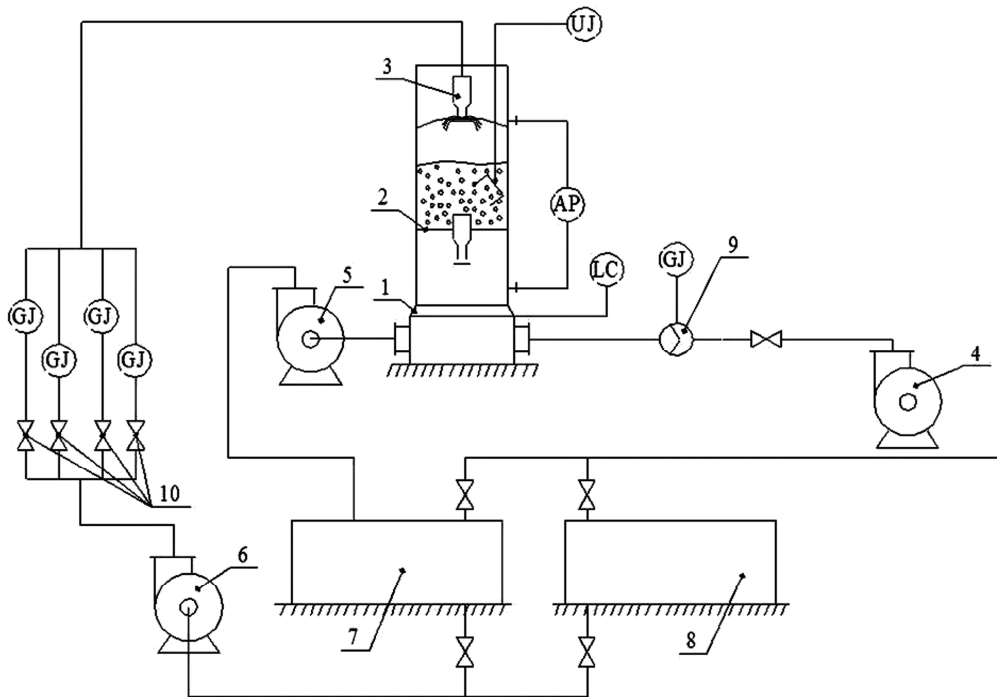


Рисунок 1 – Схема опытной установки: 1 – колонна; 2 – ситчатая тарелка с переливным стаканом; 3 – переливной стакан; 4 – газодувка; 5, 6 – насосы; 7, 8 – емкости; 9 – диафрагма; 10 – ротаметры

При проведении испытаний верхняя царга колонны снималась, что давало возможность визуального наблюдения за характером барботажного слоя на тарелках. Воздух подавали в кубовую часть колонны при помощи воздуходувки ЭВА 75/1 (поз.4). Расход воздуха измеряли при помощи нормальной диафрагмы (поз. 9). Подачу орошения осуществляли, дозируя воду при помощи насоса (поз.6) и группой из четырех стеклянных ротаметров (поз.10). При измерении расхода использовали от одного до четырех ротаметров. Сбор и циркуляцию воды осуществляли с использованием емкостей (поз. 7) и (поз.8). Перепад давлений на тарелке (гидравлическое сопротивление) замеряли при помощи U-образного дифференциального манометра водяного заполнения. Уровень в колонне жидкости поддерживали автоматически при помощи поплавкового регулятора и насоса (поз.5). Исследовались ситчатые тарелки переливного типа диаметром 300 мм, в которых установлено переливное устройство (переливной стакан) диаметром 50 мм, общей высотой 470 мм и высотой порога 35 мм. Ширину щели меняли в пределах 2 ÷ 10 мм.



Исследование проводили в двух режимах. В первом режиме при фиксированном уровне жидкости в переливном стакане – заданном напоре жидкости, определяли пропускную способность щели и газонаполнение смеси по высоте переливного устройства. Во втором режиме нагрузки по жидкости меняли от нуля до захлебывания и определили гидравлическое сопротивление. Испытания по определению газонаполнения жидкости в переливном стакане проводили в чистой воде и с добавлением поверхностно – активных веществ – глицерина.

Исследования проводились при скоростях газа на свободном сечении аппарата $0,4 \div 1,2$ м/с, соответствующем F – фактору $0,5 \div 1,4$, и при плотности орошения $20 \div 50$ м³/м²·ч. В опытах использовали ситчатые тарелки со свободным сечением 6 %; при этом скорость газа в отверстиях тарелки с диаметром \varnothing 4мм (в количестве 154 шт.), находилась в диапазоне $7 \div 20$ м/с ($F = 7,6 \div 22,7$).

Использование ситчатой тарелки вызвано созданием барботажного переливного слоя, способствующего обеспечению перелива подаваемой на тарелки жидкости через переливной стакан. При этом появляется возможность изучить влияние подпора газа на стекающую жидкостную пленку.

Перед опытом оттарировали ротаметры воды и построили тарировочный график. Потом при ширине кольцевой щели $2 \div 10$ мм проводили серии экспериментов.

Визуальное наблюдение за характеристикой газожидкостного слоя показывает, что при постоянной плотности орошения с увеличением нагрузки по газу (F –фактора) наблюдаются четыре гидродинамических режима:

1. $F = 0,45 \div 0,65$. Барботаж с крупными пузырями, слой слегка раскачивается из-за периодического выхода крупных пузырей из отверстий. За счет колебаний уровня, вода стекает через край в переливной стакан. В стакане появляется пенный слой на высоте ~100 мм. Соответствует начальной стадии пенного режима.

2. $F = 0,7 \div 0,9$. Равномерный барботажный слой. Исчезновение крупных пузырей. Пенный слой в стакане на высоте ~ 250 мм. Отдельные крупные брызги в результате пульсаций достигают высоты 220 мм. Соответствует пенному режиму.

3. $F = 1,0 \div 1,2$. Интенсивный барботаж. Пенный слой в стакане на высоте ~ 400 мм. Уровень не растет, переливной стакан вполне справляется. Возникает унос мелких брызг на высоте 300 мм от полотна тарелки. Соответствует пенному режиму.

4. $F = 1,25 \div 1,36$. Интенсивный барботаж. Увеличивается общее количество брызг при $H = 150 \div 200$ мм. Крупные брызги подлетают выше порога на $20 \div 30$ мм. Отдельные мелкие брызги улетают на высоту до 500 мм. Уровень на тарелке и в переливном стакане не растет. Начальная стадия струйно – брызгового режима.

Можно заключить, что выбранные параметры исследования соответствует рабочему диапазону ситчатой тарелки переливного типа.

По результатам опытов установлена взаимосвязь между основными рабочими параметрами пленкообразователя жидкости.

Исследования пропускной способности переливного стакана с различной шириной щели (рис. 2) позволили определить зависимость данного параметра от высоты уровня жидкостного слоя в переливном стакане. По графику нетрудно увидеть, что с увеличением ширины щели при постоянных значениях высоты уровня жидкости пропускная способность щели увеличивается. Причем, при ширине щели 2-6 мм рост при всех уровнях медленнее, чем при ширине щели 6–8 мм. Полученные данные показывают, также влияние подпора газа на пропускную способность щелей. При малых значениях высоты уровня жидкости, разность давления газа до и после переливного стакана, равная гидравлическому сопротивлению тарелки, препятствует течению. Чем больше высота уровня жидкости, тем более интенсивно истечение жидкости через щель. Данное явление влияет на коэффициент расхода жидкости, который определяли по результатам исследований.

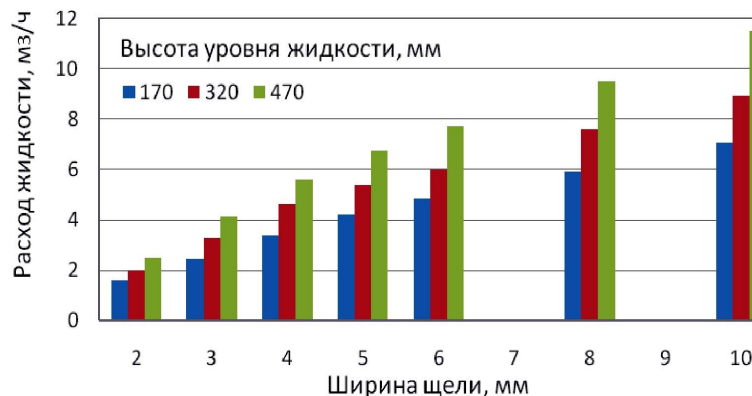


Рисунок 2 – Изменение пропускной способности кольцевой щели различной ширины при постоянном напоре



В исследованиях определяли гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки со свободным сечением 6 % в зависимости от плотности орошения и скорости газа. Эти зависимости приводятся на рисунки 3–4. Из рисунков видно, что при максимальных значениях фактора скорости и плотности орошения гидравлическое сопротивление находится в пределах ~1000 Па. Это свидетельствует о том, что для истечения жидкости через щель необходима высота уровня жидкости в переливном стакане не менее 100 мм.

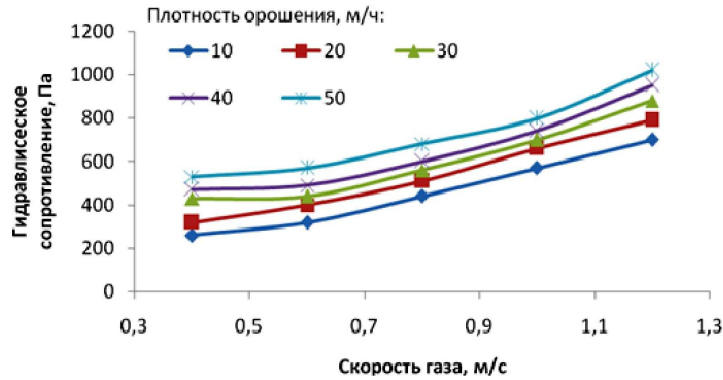


Рисунок 3 – Зависимость гидравлического сопротивления от скорости газа

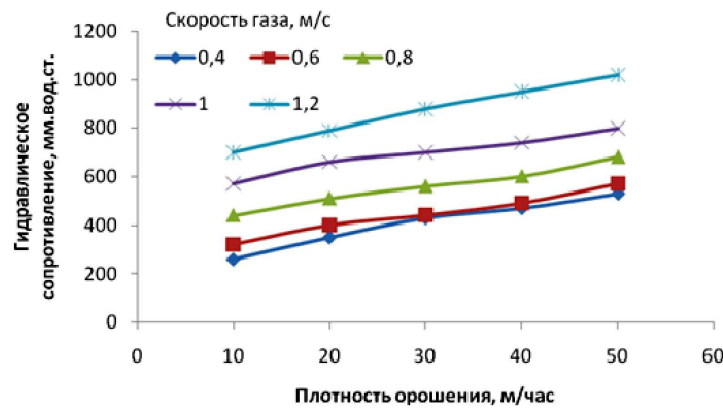


Рисунок 4 – Зависимость гидравлического сопротивления от плотности орошения

С увеличением технологических параметров – нагрузки по газу и жидкости наблюдается рост гидравлического сопротивления (рис. 3–4). При этом можно заметить, что изменение плотности орошения влияет на рост гидравлического сопротивления менее активно, нежели скорость газа. Например (рис. 3–4) при скорости газа 0,4 и 0,6 м/с при различных значениях плотности орошения гидравлическое сопротивление растет практически параллельно, при скоростях 0,8 и 1,0 м/с разность значений гидравлического сопротивления существенна.

На рисунке 5 приводятся зависимости гидравлического сопротивления от высоты уровня – напора жидкости и от ширины щели переливного стакана. Естественно, с увеличением уровня слоя жидкости на тарелке и уровня жидкости в переливном стакане растет гидравлическое сопротивление тарелки. На наш взгляд, такая зависимость связана с влиянием подпора газа на течение жидкости и прохождение части газа через переливной стакан, особенно при низких значениях высоты уровня жидкости.

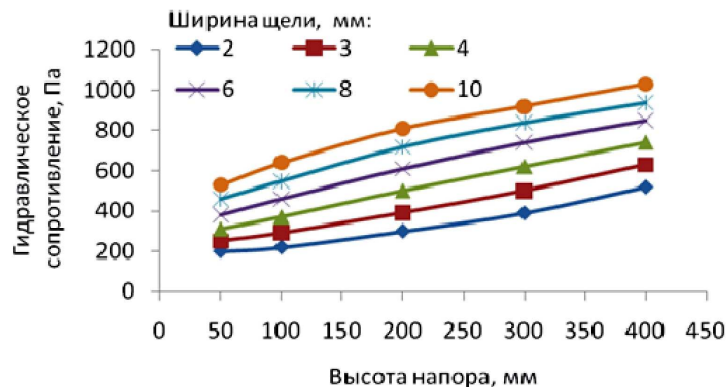


Рисунок 5 – Зависимость гидравлического сопротивления от высоты газожидкостного слоя при различных значениях ширины щели



При проведении опытов установлены значения газонаполнения газожидкостного потока по высоте барботажного слоя. Характер изменения газонаполнения от плотности орошения при скорости 0,6 м/с (рис. 6) и при 1,0 м/с (рис. 7) в стакане показывает, что оба режима характеризуются наличием участков с примерно постоянными значениями газонаполнения. Необходимо отметить, что в исследованных диапазонах рабочих параметров высота жидкостного слоя с газонаполнением до 0,86 находится ниже 300 мм. Исходя из этого, максимальную высоту уровня жидкости над щелью рекомендуем принимать в пределах 300 мм. Минимальная высота жидкости в переливном стакане должна быть не менее 50 мм.

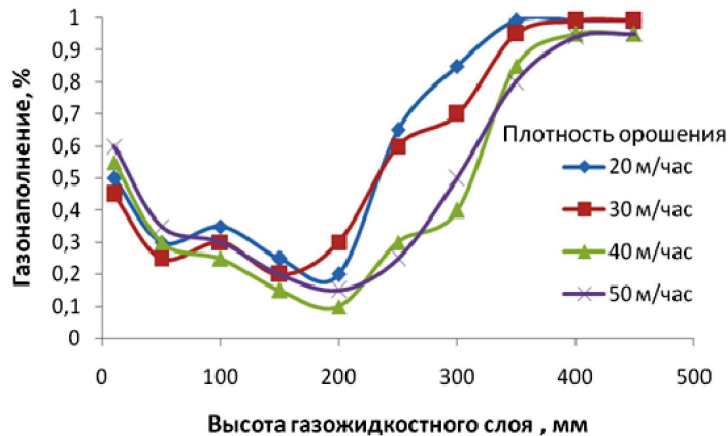


Рисунок 6 – Изменение газонаполнения по высоте газожидкостного слоя при различных значениях плотности орошения и скорости газа $U = 0,6$ м/с

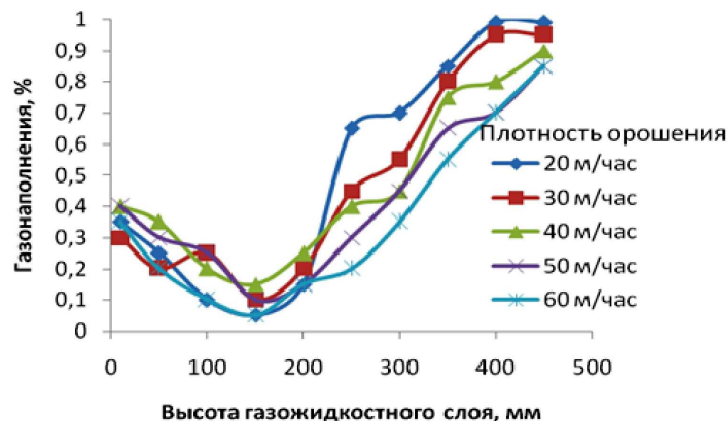


Рисунок 7 – Изменение газонаполнения по высоте газожидкостного слоя при различных значениях плотности орошения и скорости газа $U = 1,0$ м/с

Схема взаимодействие пленки жидкости с газовым потоком. Пленки жидкости, перекрывающие сечение аппарата и взаимодействующие с газовым потоком, оказывают воздействие, соизмеримое с дегазирующим эффектом лучших дегазирующих устройств.

Пленки жидкости, создаются распределительными устройствами, по которым жидкость перетекает в виде тонкослойного пленочного «зонта». Интенсификация процесса дегазации определяется развитой поверхностью и небольшой толщиной слоя жидкости. Плоскость основания переливного стакана располагается в газовом пространстве на 350–550 мм над уровнем поверхности жидкости.

В отсутствие газового потока в дегазационном пространстве жидкость стекает с кольца в виде свободно движущейся в радиальном направлении пленки, имеющей форму параболоида и полностью перекрывающей сечение колонны (рис. 8). Увеличение высоты уровня жидкости – напора жидкости H от 0 до 320 мм приводит к резкому изменению координат пленки, в то время как дальнейшее увеличение напора до 470 мм вод. ст. сказывается незначительно.

При поступлении газа под пленку наблюдается некоторый подъем ее, увеличивающийся с повышением скорости газового потока. Визуально можно видеть, что основной подъем координат конца струи жидкости происходит при изменении скорости газа U_r от 0,4 до 0,8 м/с. Дальнейшее увеличение скорости газа не приводит к значительным изменениям координат конца струи. Установлено, что при высотах



кольцевой щели $S = 2-10$ мм пленка жидкости устойчива и имеет разрывы только у стенок опытной колонны в местах прорыва газа. С дальнейшим увеличением высоты кольцевой щели до $16 \div 20$ мм истечение жидкости из распределительного стакана становится неустойчивым, появляются разрывы по всей поверхности пленки. При взаимодействии ее с перекрестным потоком газа в интервале скоростей газа по сечению колонны U_f от 0,4 до 1,2 м/с наблюдается пульсационный режим истечения пленки.

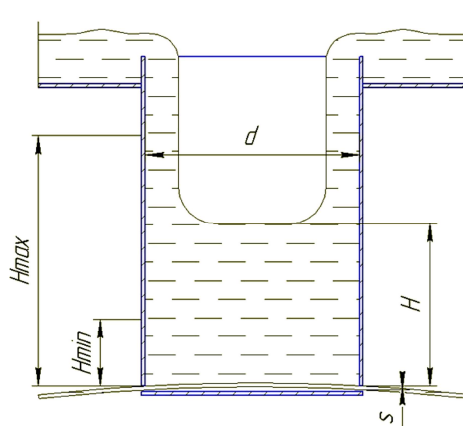


Рисунок 8 – Схема истечения жидкости в переливном стакане

Устойчивый режим истечения для приведенной конструкции распределительного устройства для кольцевой щели 10 мм наблюдается при $Q_{ж} > 0,3$ м³/ч. В этих условиях пленка полностью перекрывает сечение аппарата. Амплитуда отклонения конца струи от среднего положения в этих режимах незначительна. Неустойчивый (пульсационный) режим истечения имеет место при $Q_{ж} \leq 0,3$ м³/ч. В таких режимах вследствие нарушения сплошности пленки и скачкообразного изменения ее сопротивления наблюдается пульсация, прорыв газа происходит по всей поверхности струи. Приведенные зависимости могут быть использованы при проектировании дегазаторов с расположением пленкообразователей на расстоянии друг от друга от 600 до 1500 мм.

Методика определения коэффициента расхода щели дегазатора.

Пропускная способность распределительного устройства определяется из выражения

$$Q_{ж} = \mu s_{щ} \sqrt{2gH_0}, \tag{8}$$

где μ – коэффициент расхода; $s_{щ}$ – площадь сечения щели, м²; H_0 – высота столба жидкости в распределительном устройстве, м.

Количество жидкости (объемный расход), стекающей через один переливной стакан можно определить по формуле

$$q = \frac{Q_{ж}}{n}, \tag{9}$$

где q – расход жидкости проходящий через один переливной стакан, м³/с; n – число переливных стаканов на одной тарелке, шт.; $Q_{ж}$ – расход жидкости, орошающей колонну, м³/с.

Учитывая, что $\omega = \pi d S$, получим формулу по определению ширины щели в зависимости от расхода жидкости

$$S = \frac{q}{\mu \pi d \sqrt{2gH}}, \tag{10}$$

Коэффициент расхода щели определяли по уравнению [2]:

$$\mu = \frac{Q_{ж}}{S \sqrt{2gH}}, \tag{11}$$

где μ – коэффициент расхода щели; ω – площадь живого сечения щели, м²; S – ширина щели, м; H – высота уровня жидкости в переливном стакане, м ($H_{max} = 0,3$ м; $H_{min} = 0,05$ м); d – диаметр стакана переливного устройств а, м.

По результатам обработки полученных зависимостей, отражающих взаимосвязь гидродинамических параметров, а также на основе методики расчета технологических и геометрических параметров, нами получены эмпирические формулы для определения коэффициента расхода щели.



Для исследованной конструкции переливного устройства при турбулентном режиме истечения коэффициент расхода μ может быть определен по следующим зависимостям:

$$\mu = 2,62Re^{-0,27} \left[\frac{2gH}{\sigma_{ж} / (d_{щ}\rho_{ж})} \right]^{0,15}, \tag{12}$$

Для практических целей можно пользоваться упрощенной формулой:

$$\mu = 0,41 (d/S_{щ})^{0,2}, \tag{13}$$

где $S_{щ}$ – ширина щели, мм.

Формулы действительны, когда

$$Re = \frac{\sqrt{2gHd}}{v} \geq (0,6 \div 2,5) \cdot 10^4, \tag{14}$$

где $d_э$ – эквивалентный диаметр щели.

Формулы получены на переливном стакане размером $\varnothing 57 \times 2,5$ мм в опытах в системе воздух-вода. Отношение $S_{щ}/d$ находилось в пределах от 0,04 до 0,20.

Ниже, в таблице приводятся результаты расчета коэффициента расхода щели, полученные по формулам (11) и (13) при широких значениях технологических параметров. Сравнение полученных результатов показывает, что погрешность находится в пределах 8 % и предложенная нами эмпирическая формула по определению коэффициента расхода щели может быть применена для практических целей.

Таблица – Сравнение экспериментальных и расчетных величин коэффициента расхода щели

№ п/п	Ширина щели, мм	Расход жидкости, м ³ /ч	Высота уровня жидкости, мм	Отношение, $S_{щ}/d$	Коэффициент расхода μ по формуле 11	Коэффициент расхода μ по формуле 13	Погрешность, в %
1	2	1,63	170	0,04	0,775	0,856	7,8
2	2	2,24	320	0,04	0,706	0,856	7,6
3	2	2,70	470	0,04	0,728	0,856	8,1
4	6	4,61	170	0,12	0,780	0,688	-8,2
5	6	6,0	320	0,12	0,706	0,688	-2,6
6	6	7,64	470	0,12	0,747	0,688	-7,8
7	10	6,9	170	0,2	0,683	0,621	-7,6
8	10	8,94	320	0,20	0,631	0,621	-1,7
9	10	11,50	470	0,20	0,670	0,621	-7,9

На основании приведенного исследования по определению оптимальных рабочих параметров распределителя жидкости разработан дегазатор насыщенного раствора [3].

Дегазатор был успешно применен в четвертой и пятой технологических нитках сероочистой установки «Учкыр» УДП «Газлинефтьгаздобыча». Аппарат эксплуатируется для проведения процесса выветривания насыщенного раствора амина в диапазоне нагрузок по жидкости до 5000 м³/ч. С целью увеличения эффективности дегазации в аппарате установлены пленкообразователи в количестве 6 штук. При выходе из щели толщина пленки жидкости составляет 10 мм и при достижении уровня жидкости 2,1 мм. Известно [4], что чем меньше толщина пленки, тем эффективнее происходит процесс выветривания жидкости.

Сравнение габаритных размеров показывает, что предлагаемая конструкция аппарата менее металлоемка и при этом сохраняет достаточно высокие значения эффективности. Согласно расчетам, выполненным по методике [5], в существующем экспанзере при диаметре аппарата 3,6 м и длине 9 м поверхность дегазации составляет 25,6 м².



В предлагаемом аппарате при диаметре аппарата 2,4 м и длине 6 м общая поверхность дегазации составляет 38,52 м², что на 33 % выше. Это является показателем высокой эффективности предложенного аппарата для дегазации насыщенного раствора.

Таким образом, разработанный нами дегазатор насыщенного раствора является высокоэффективным аппаратом, позволяющим проводить процесс дегазации в развитых поверхностях. Кроме этого, проведенные конструктивные изменения позволили уменьшить габаритные размеры дегазатора и снизить суммарную массу конструкции.

Литература:

1. Броунштейн Б.И., Фишбейн Г.А. Гидродинамика, массо- и теплообмен в дисперсных системах. – Л. : Химия, 1997. – 280 с.
2. Wellek R.M., Agrawal A.K., Srelleng A.H.P. Shape of liquid drops moving in liquid media // AIChE Journal. – 1996. – V. 12. – № 5. – P. 854–862.
3. Дегазатор насыщенного раствора. Патент на изобретения № IAR 04060 Государственная патентная агентство Узбекистана, Бюл. № 12, 2009 / Левш В.И., Рахмонов Т.З., Кушнер Н.И., Ражабов А.А., Варро Д.Э.
4. Рахмонов Т.З. Разработка высокоэффективного дегазатора насыщенного раствора // Химическая промышленность. – 2012. – № 8. – С. 408–411.
5. Рахмонов Т.З. Метод расчета высокоэффективного дегазатора насыщенного раствора // Химическая технология. Контроль и управления. – 2012. – № 1. – С. 28–31.

References:

1. Brownstein B.I., Fishbein G.A. Hydrodynamics, mass and heat exchange in dispersed systems. – L. : Chemistry, 1997. – 280 p.
2. Wellek R.M., Agrawal A.K., Srelleng A.H.P. Shape of liquid drops moving in liquid media // AIChE Journal. – 1996. – V. 12. – № 5. – P. 854–862.
3. Saturated solution degasser. Patent for inventions № IAR 04060 State Patent Agency of Uzbekistan, Bul. № 12, 2009 / Levsh V.I., Rakhmonov T.Z., Kushner N.I., Razhabov A.A., Varro D.E.
4. Rakhmonov T.Z. Development of a highly effective degasser of the saturated solution // Chemical industry. – 2012. – № 8. – P. 408–411.
5. Rakhmonov T.Z. Calculation method of a highly effective degasser of the saturated solution // Chemical technology. Control and management. – 2012. – № 1. – P. 28–31.