

УДК 532:519

В. Г. МИХАЙЛОВ, П. В. ПЕТРОВ

МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ СЕПАРАЦИИ ГАЗА В РАБОЧЕЙ КАМЕРЕ РОТОРНОГО ГАЗОСЕПАРАТОРА

Предложена математическая модель сепарации газа в рабочей камере роторного газосепаратора, основанная на эффекте радиального проскальзывания пузырька газа в потоке жидкости межлопаточного канала вращающегося шнекового колеса. Форма линий тока жидкой фазы в объеме рабочей камеры задается упрощенно, что позволяет перейти от двухмерной постановки задачи к одномерной. Построены траектории пузырьков газа в области окна, соединяющего рабочую камеру с затрубным пространством, получено простое геометрическое соотношение для расчета коэффициента сепарации. Проведены предварительные численные расчеты коэффициента сепарации роторного газосепаратора. *Роторный газосепаратор; газожидкостная смесь; траектория пузырька газа; шнековый нагнетатель; рабочая камера сепаратора; коэффициент сепарации; радиальный градиент давления; эффект радиального проскальзывания пузырька газа; скорость проскальзывания*

ВВЕДЕНИЕ

Погружные радиально-центробежные насосы с приводом от электродвигателя (ЭЦН) в настоящее время получили широкое применение в нефтедобывающей промышленности. Одним из ограничений эффективного использования ЭЦН для этих целей является присутствие в жидкостной фазе свободного газа. Наличие на входе в радиальный центробежный насос объемного содержания свободного газа более 5% приводит к существенному падению напорной характеристики насоса. Одним из путей решения этой проблемы является отделение газа от жидкости перед ЭЦН с помощью роторного газосепаратора (РГС), представленного на рис. 1.

Гидродинамическая структура течения при отделении газа от жидкости в РГС имеют сложную физическую природу. В 1993 г. Алханати [1] впервые была предложена механистическая модель работы РГС, позволяющая рассчитать коэффициент сепарации. Согласно его модели в работе РГС можно выделить три режима: высокоэффективный, переходный и низкоэффективный.

Высокоэффективный — с высоким коэффициентом сепарации соответствует режиму работы РГС, при котором поток жидкости, проходя через рабочую камеру в насос, частично вытекает через канал «С» в затрубное пространство, увлекая с собой пузырьки газа, рис. 2.

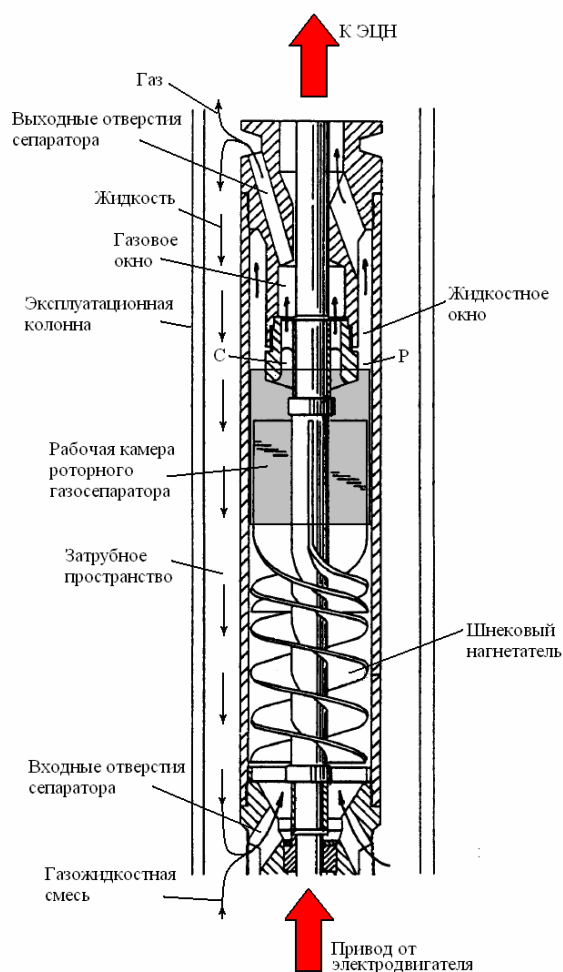


Рис. 1. Схема роторного газосепаратора

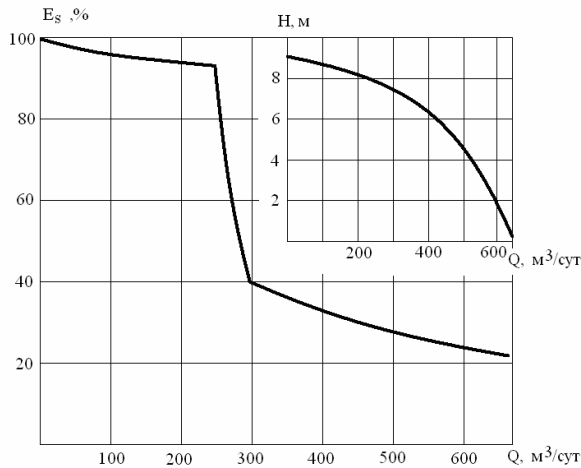


Рис. 2. Расчетная кривая коэффициента сепарации РГС и напорная характеристика шнекового нагнетателя

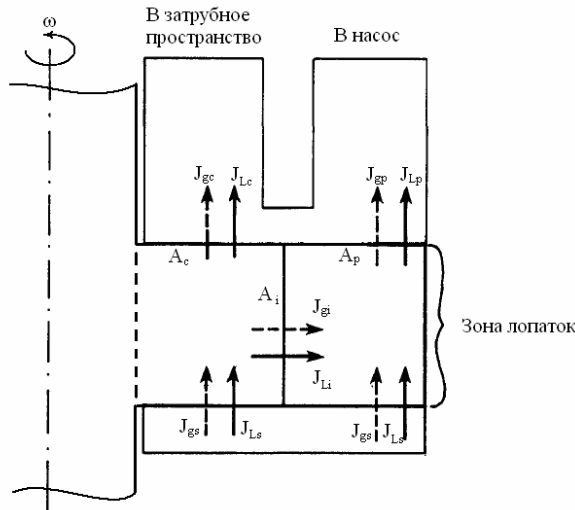


Рис. 3. Расчетная схема Алханати для рабочей камеры газосепаратора

При этом общий коэффициент сепарации учитывает процесс сепарации в рабочей камере РГС и естественный процесс сепарации газа в затрубном пространстве. Такой режим течения возможен при наличии избыточного давления, создаваемого шнековым нагнетателем в камере РГС. С увеличением расхода жидкости уменьшается давление в рабочей камере РГС, снижается расход жидкости через канал «С», а следовательно, уменьшается и коэффициент сепарации. Такая структура течения в камере РГС соответствует переходному режиму работы сепаратора. Низкоэффективный режим работы возникает при низком избыточном давлении в камере РГС, неспособном поддерживать течение жидкости через канал «С». В этом случае весь поток жидкости с газом из рабочей камеры бу-

дет поступать в канал «Р», ведущий к ЭЦН, и коэффициент сепарации РГС будет учитывать только процесс естественной сепарации в затрубном пространстве.

Расчетная схема одномерной модели газосепаратора по Алханати [1] показана на рис. 3. Предполагается, что на входе в рабочую камеру РГС движутся два потока газожидкостной смеси с приведенными скоростями жидкости и газа J_{gs} , J_{Ls} . При прохождении через рабочую камеру потоки закручиваются лопатками с угловой скоростью ω и между ними происходит обмен частицами жидкости и газа (J_{Li} , J_{gi} — приведенные скорости обмена жидкости и газа между потоками). На выходе из рабочей камеры поток, поступающий в затрубное пространство через проходное сечение A_c , имеет приведенные скорости жидкости и газа J_{Lc} , J_{gc} , а в насос через сечение A_p — J_{Lp} , J_{gp} .

Коэффициент сепарации РГС определяется по формуле

$$E_s = \frac{Q_{gc}}{Q_{gc} + Q_{gp}}, \quad (1)$$

где расход газа через отверстия сепаратора определяется как

$$Q_{gc} = j_{Lc} \frac{\alpha_c}{1 - \alpha_c} A_c; \quad (2)$$

$$Q_{gp} = j_{Lp} \frac{\alpha_p}{1 - \alpha_p} A_p. \quad (3)$$

Значения истинного объемного содержания газа в области выхода в затрубное пространство α_c и в области приема насоса α_p определяются из уравнений неразрывности в виде

$$\left(j_{Ls} \frac{\alpha_s}{1 - \alpha_s} - j_{Lc} \frac{\alpha_c}{1 - \alpha_c} \right) A_c = [j_{Li} + V_{gi} (1 - \alpha_i)] \frac{\alpha_i}{1 - \alpha_i} A_i; \quad (4)$$

$$\left(j_{Lp} \frac{\alpha_p}{1 - \alpha_p} - j_{Ls} \frac{\alpha_s}{1 - \alpha_s} \right) A_p = [j_{Li} + V_{gi} (1 - \alpha_i)] \frac{\alpha_i}{1 - \alpha_i} A_i, \quad (5)$$

Радиальная составляющая скорости газа определяется как

$$V_{gj} = V_\infty - \frac{D}{\alpha_p} \frac{(\alpha_p - \alpha_c)}{\Delta r}, \quad (6)$$

где $V_\infty = -\sqrt{2} \left(\frac{\sigma(\rho_l - \rho_g) f_c}{\rho_l} \right)^{0,25}$ — скорость проскальзывания газа;

f_c — эмпирический коэффициент, учитывающий влияние центробежной силы;

$D = \frac{C_1 \rho_l \omega d_b^2}{\rho_m}$ — коэффициент диффузии фаз;

d_b — диаметр лопатки;

C_1 — эмпирический коэффициент;

ω — угловая скорость;

ρ_l, ρ_g, ρ_m — плотности жидкости, газа и газожидкостной смеси.

Недостатки математической модели РГС Алханати:

1) коэффициент сепарации рассчитывается для очень узкого диапазона режимов течений (только для пробкового режима течения);

2) модель не учитывает влияние вязкости водонефтяной смеси на величину коэффициента сепарации, так как используются эмпирические коэффициенты, полученные для водовоздушной смеси.

В настоящей работе предлагается модель сепарации и методика расчета коэффициента сепарации РГС, основанные на математическом описании траекторий движения пузырьков газа в рабочей камере сепаратора. Такой подход, базирующийся на составлении уравнений баланса сил, действующих на пузырек газа в вертикальном и горизонтальном направлении, позволяет:

1) учесть влияние на величину коэффициента сепарации структуры течения газожидкостной смеси (для пузырькового, пробкового и эмульсионного режимов течения) за счет расчета коэффициента сопротивления на границе фаз (жидкость-газ);

2) учесть влияние на величину коэффициента сепарации вязкости водонефтяной смеси.

1. КВАЗИОДНОМЕРНЫЙ МЕТОД РАСЧЕТА КОЭФФИЦИЕНТА СЕПАРАЦИИ ГАЗА В РАБОЧЕЙ КАМЕРЕ РГС

1.1. Построение поля скоростей жидкой фазы в контрольном объеме

Предположим, что на входе в рабочую камеру имеет место равномерный профиль скоростей, и линии тока жидкой фазы при разных расходах истечения в затрубное пространство расположены как на рис. 4.

Задание упрощенной формы линий тока жидкой фазы в расчетном объеме роторного сепаратора (см. рис. 5) позволяет получить аналитические зависимости для поля скоростей и радиальной составляющей ускорения жидкости, которые в дальнейшем будут использованы при написании уравнения движения пузырька газа. На рис. 5 показаны упрощенные возможные схемы течения жидкости в рабочей камере сепаратора на различных режимах работы.

Зададим прямолинейный изгиб линии тока жидкости от вертикального к горизонтальному направлению под углом β к вертикальной оси и опишем его для схемы течения *a* в виде

$$\frac{dr}{dh} = \operatorname{tg}(\beta) = \frac{(r_{ti} - r_p)}{h_p} = \frac{(r_{ti} - r_i)}{(h_p - h_i)}, \quad (7)$$

для схемы течения *б* в виде

$$\frac{dr}{dh} = \operatorname{tg}(\beta) = \frac{(r_c - r_{ti})}{h_p} = \frac{(r_c - r_i)}{(h_p - h_i)}, \quad (8)$$

r_c — внешний радиус контрольного объема камеры;

r_p — внутренний радиус контрольного объема камеры.

Величина радиуса струи жидкой фазы в рабочей камере, вытекающей в затрубное пространство, определяется как

$$r_{ti} = \sqrt{\frac{Q_{Lc} + V_{Lz}^i \pi r_p^2}{\pi V_{Lz}^i}}; \quad (9)$$

h_p — длина продольной спрямляющей лопатки.

Считая, что профиль скорости равномерный, и, зная границы расчетного контрольного объема, можно записать уравнения неразрывности для несжимаемого потока в виде

$$V_{Lz}^i (2\pi r_i dr) = -V_{Lr}^{ri} (2\pi r_i dh)$$

или (10)

$$V_{Lr}^{ri} = - \left(\frac{dr}{dh} \right) V_{Lz}^i = - \operatorname{tg}(\beta) V_{Lz}^i,$$

где V_{Lz}^i и V_{Lr}^{ri} — скорость жидкой фазы в вертикальном направлении в границах контрольного объема жидкости и скорость жидкости в радиальном направлении для произвольной величины радиуса r_i . Величина текущего радиуса определяется для схемы течения *a* как

$$r_i = r_p + \frac{h_i}{h_p} (r_{ti} - r_p); \quad (11)$$

для схемы течения б как

$$r_i = r_{ti} + \frac{h_i}{h_p}(r_c - r_{ti}). \quad (12)$$

Сделав несложные преобразования, получим окончательное выражение радиальной скорости для схемы течения а в виде

$$V_{lr} = - \left(\frac{r_p}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_{ti} - r_p)}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i; \quad (13)$$

для схемы течения б

$$V_{lr} = \left(\frac{r_{ti}}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_c - r_{ti})}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i. \quad (14)$$

Вертикальная составляющая скорости определяется как

$$V_{lz}^i = \frac{q_i^i}{\pi(r_c^2 - r_p^2)}, \quad (15)$$

где q_i^i — объемный расход жидкости на входе в контрольный объем.

1.2. Расчет вертикальной и горизонтальной составляющей скорости газа в контрольном объеме

Переход от однофазного течения к двухфазному осуществляется путем добавления уравнения баланса сил, действующих на пузырьки газа.

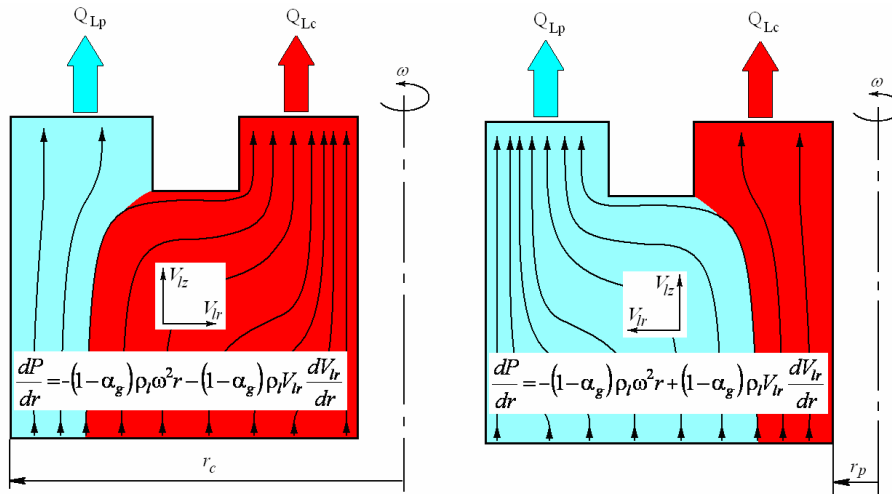


Рис. 4. Расчетная схема течения жидкости в контрольном расчетном объеме роторного сепаратора

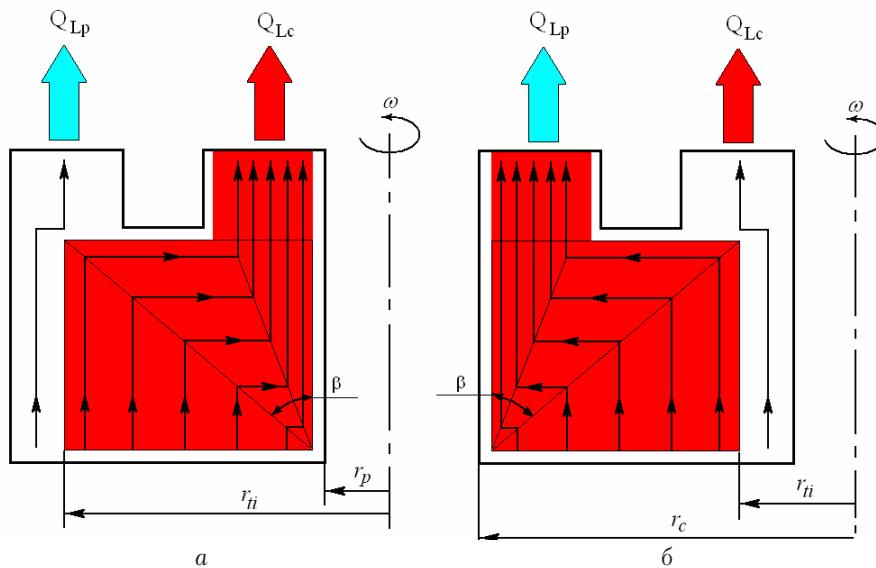


Рис. 5. Упрощенная схема течения жидкости в контрольном расчетном объеме роторного сепаратора

В вертикальном направлении на пузырек газа действует три силы:

- сила сопротивления F_d ;
- выталкивающая сила F_b ;
- сила тяжести F_g .

На рис. 6 показаны силы, действующие на пузырек газа в вертикальном направлении.

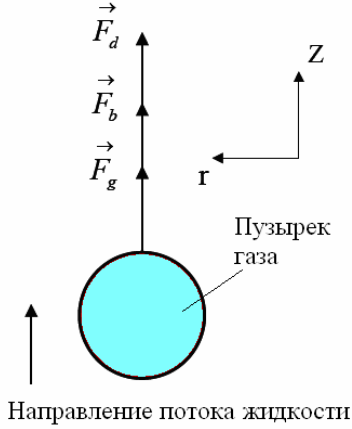


Рис. 6. Схема баланса сил, действующих на пузырек газа в вертикальном направлении

Уравнение баланса сил имеет вид

$$\vec{F}_d + \vec{F}_b + \vec{F}_g = 0, \quad (16)$$

где

$$F_d = -\frac{1}{2} C_{d\infty} \rho_l A_d V_{sz} |\vec{V}_s|; \quad (17)$$

$$F_b = B_d \rho_l |g|; \quad (18)$$

$$F_g = -B_d \rho_g |g|, \quad (19)$$

C_d – коэффициент трения;

V_s – скорость проскальзывания;

$B_d = \frac{4}{3} \pi r_d^3$ – объем пузырька газа;

$A_d = \pi r_d^2$ – площадь поперечного сечения пузырька газа;

r_d – радиус пузырька газа.

Решая совместно уравнения (16)–(19), получим выражение для вертикальной составляющей скорости проскальзывания пузырька газа:

$$V_{sz} = \frac{8 r_d (\rho_l - \rho_g) |g|}{3 C_{d\infty} \rho_l |\vec{V}_s|}, \quad (20)$$

где $C_{d\infty} = \frac{C_d}{(1-\alpha_g)}$.

Скорость проскальзывания пузырька газа в вертикальном направлении рассчитывается

как разность скорости газа и скорости жидкости в вертикальном направлении

$$V_{sz} = V_{gz} - V_{lz}. \quad (21)$$

В контрольном расчетном объеме примем вертикальную составляющую скорости жидкой фазы равной нулю, поэтому

$$V_{sz} = V_{gz}. \quad (22)$$

Окончательно уравнение для вертикальной составляющей скорости газа в контрольном объеме определяется как

$$V_{gz} = \frac{2 r_d (\rho_l - \rho_g) |g|}{9 C_{d\infty} \rho_l |\vec{V}_s|}. \quad (23)$$

В горизонтальном направлении на пузырек газа действует две силы \vec{F}_d – сила сопротивления и \vec{F}_p – сила от градиента давления.

Схема баланса сил, действующих на пузырек газа в горизонтальном направлении, показана на рис. 7.

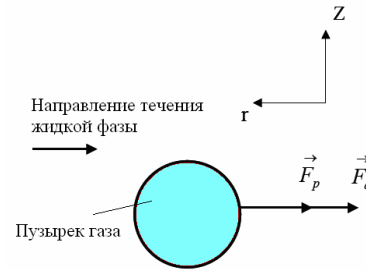


Рис. 7. Схема баланса сил, действующих на пузырек газа в горизонтальном направлении

Считая, что в радиальном направлении движется одномерный поток, запишем уравнение баланса сил

$$\vec{F}_d + \vec{F}_p = 0, \quad (24)$$

где

$$F_d = -\frac{1}{2} C_d \rho_l A_d V_{sr} |\vec{V}_s|, \quad (25)$$

$$F_b = -B_d \frac{dP}{dr}. \quad (26)$$

Решая совместно уравнения (24)–(26), получим выражение для скорости проскальзывания пузырька газа в горизонтальном направлении

$$V_{sr} = -\frac{8 r_d}{3 C_{d\infty} (1 - \alpha_g) \rho_l |\vec{V}_s|} \frac{dP}{dr}. \quad (27)$$

Градиент давления в радиальном направлении для схемы течения *a* определяется из уравнения

$$\frac{dP}{dr} = -(1 - \alpha_g) \rho_l \omega^2 r - (1 - \alpha_g) \rho_l V_{lr} \frac{dV_{lr}}{dr}, \quad (28)$$

для схемы течения *b* как

$$\frac{dP}{dr} = -(1 - \alpha_g) \rho_l \omega^2 r + (1 - \alpha_g) \rho_l V_{lr} \frac{dV_{lr}}{dr}. \quad (29)$$

Тогда уравнение для скорости проскальзывания газа в горизонтальном направлении для схемы *a* можно записать как

$$V_{sr} = \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \left[V_{lr} \frac{dV_{lr}}{dr} + \omega^2 r \right], \quad (30)$$

для схемы течения *b*

$$V_{sr} = \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \left[-V_{lr} \frac{dV_{lr}}{dr} + \omega^2 r \right]. \quad (31)$$

Выражение для градиента радиальной составляющей скорости можно получить, проинтегрировав уравнение (13) и (14) по *r* для схемы течения *a*

$$\frac{dV_{lr}}{dr} = \left(\frac{r_p}{r^2} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_{ti} - r_p)}{r^2} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i; \quad (32)$$

для схемы течения *b*

$$\frac{dV_{lr}}{dr} = - \left(\frac{r_{ti}}{r^2} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_c - r_{ti})}{r^2} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i. \quad (33)$$

Окончательно уравнение для скорости радиального проскальзывания пузырька газа имеет вид для схемы течения *a*

$$V_{sr} = \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \times \left\{ -\frac{1}{r^3} \left[\left(r_p + \frac{h_i}{h_p} (r_{ti} - r_p) \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \right]^2 + \omega^2 r \right\}, \quad (34)$$

для схемы течения *b*

$$V_{sr} = \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \times$$

$$\times \left\{ \frac{1}{r^3} \left[\left(r_{ti} + \frac{h_i}{h_p} (r_c - r_{ti}) \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \right]^2 + \omega^2 r \right\}. \quad (35)$$

Действительное значение скорости газа в радиальном направлении можно записать как сумму скорости жидкой фазы плюс скорость проскальзывания

$$V_{gr} = V_{lr} + V_{sr}$$

или

для схемы течения *a*

$$V_{gr} = - \left(\frac{r_p}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_{ti} - r_p)}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i + \frac{8}{3} \times \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \left\{ -\frac{1}{r^3} \left[\left(r_p + \frac{h_i}{h_p} (r_{ti} - r_p) \right) \times \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \right]^2 + \omega^2 r \right\}. \quad (36)$$

для схемы течения *b*

$$V_{gr} = \left(\frac{r_{ti}}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_c - r_{ti})}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i + \frac{8}{3} \times \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \left\{ \frac{1}{r^3} \left[\left(r_{ti} + \frac{h_i}{h_p} (r_c - r_{ti}) \right) \times \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \right]^2 + \omega^2 r \right\}. \quad (37)$$

1.3. Расчет траектории движения пузырька газа в контрольном объеме

Уравнение для расчета траектории движения пузырька газа можно получить из выражений

$$\begin{aligned} dz &= V_{gz} dt; \\ dr &= V_{gr} dt \end{aligned}$$

или

$$\frac{dr}{dz} = \frac{V_{gr}}{V_{gz}}$$

Подставив в это уравнение значения скорости газа в вертикальном и радиальном направлении (уравнения (23) и (36),(37)), получим уравнение для схемы течения *a*

$$\frac{dr}{dz} = \frac{9}{2} \frac{C_{d\infty} |\vec{V}_s|}{r_d} \frac{\rho_l}{(\rho_l - \rho_g) |g|} \times$$

$$\times \left\{ \begin{aligned} & - \left(\frac{r_p}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_{ti} - r_p)}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i + \\ & + \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \times \\ & \times \left\{ \begin{aligned} & - \frac{1}{r^3} \left[\left(r_p + \frac{h_i}{h_p} (r_{ti} - r_p) \right) \times \right]^2 \\ & + \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \\ & + \omega^2 r \end{aligned} \right\} \end{aligned} \right\} \quad (38)$$

для схемы течения б

$$\frac{dr}{dz} = \frac{9 C_{d\infty} |\vec{V}_s|}{2 r_d} \frac{\rho_l}{(\rho_l - \rho_g) |g|} \times \left\{ \begin{aligned} & \left(\frac{r_{ti}}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_c - r_{ti})}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i + \\ & + \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_{d\infty} |\vec{V}_s|} \times \\ & \times \left\{ \begin{aligned} & \frac{1}{r^3} \left[\left(r_{ti} + \frac{h_i}{h_p} (r_c - r_{ti}) \right) \times \right]^2 \\ & + \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \\ & + \omega^2 r \end{aligned} \right\} \end{aligned} \right\} \quad (39)$$

В этом уравнении имеются две неизвестные — это коэффициент сопротивления при движении пузырька газа $C_{d\infty}$ и радиус пузырька газа r_d . В работе Маркеза [3] предлагается определить перечисленные выше неизвестные с помощью соотношения Стокса в виде

$$C_{d\infty} = \frac{24}{Re_\infty} = \frac{24\mu_l}{2r_d |\vec{V}_s| \rho_l}, \quad (40)$$

где μ_l — вязкость жидкой фазы.

После подстановки уравнения (40) в (38) и (39) и замены радиуса пузырька газа r_d на межфазную характеристическую длину l_i уравнение для расчета траектории движения пузырька газа примет вид:
для схемы течения а

$$\frac{dr}{dz} = 54 \frac{\mu_l}{l_i^2} \frac{1}{(\rho_l - \rho_g) |g|} \times$$

$$\times \left\{ \begin{aligned} & - \left(\frac{r_p}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_{ti} - r_p)}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i + \\ & + \frac{2 l_i^2 \rho_l}{9 \mu_l} \times \\ & \times \left\{ \begin{aligned} & - \frac{1}{r^3} \left[\left(r_p + \frac{h_i}{h_p} (r_{ti} - r_p) \right) \times \right]^2 \\ & + \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \\ & + \omega^2 r \end{aligned} \right\} \end{aligned} \right\}; \quad (41)$$

для схемы течения б

$$\frac{dr}{dz} = 54 \frac{\mu_l}{l_i^2} \frac{1}{(\rho_l - \rho_g) |g|} \times \left\{ \begin{aligned} & \left(\frac{r_{ti}}{r} + \frac{h_i}{h_p} \frac{(r_c - r_{ti})}{r} \right) \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i + \\ & + \frac{2 l_i^2 \rho_l}{9 \mu_l} \left\{ \frac{1}{r^3} \left[\left(r_{ti} + \frac{h_i}{h_p} (r_c - r_{ti}) \right) \times \right]^2 \right. \\ & \left. + \operatorname{tg}(\beta) V_{lz}^i \right\} + \omega^2 r \end{aligned} \right\}, \quad (42)$$

где выражение для характеристической межфазной длины получено на основе экспериментальных исследований для широкого диапазона режимов течения газожидкостной смеси, проведенных в лабораториях университета г. Тулса

$$l_i = \frac{3}{71,617(1 - e^{-2,368 V_{sgz}^i}) V_{sgz}^i + V_{\infty z}}. \quad (43)$$

1.4. Методика расчета коэффициента сепарации в РГС

Предполагается, что пузырьки газа равномерно распределены на входе в рабочую камеру сепаратора. Затем для каждого пузырька газа, используя уравнения (41–43) можно рассчитать траекторию движения от входа до выходного окна в затрубное пространство или насос. Нас особенно интересует положение на входе того пузырька, траектория которого заканчивается на верхней границе рабочей камеры в точке «А» или «В» (см. рис. 9). По положению этого пузырька на входе в рабочую камеру определяется радиус окружности сепарации r_s (см. рис. 8). Все пузырьки газа, находящиеся внутри окружности сепарации, попадают в затрубное пространство.

Коэффициент сепарации газа в рабочей камере определяется по формуле

$$E = \frac{r_c^2 - r_s^2}{r_c^2 - r_p^2}. \quad (44)$$

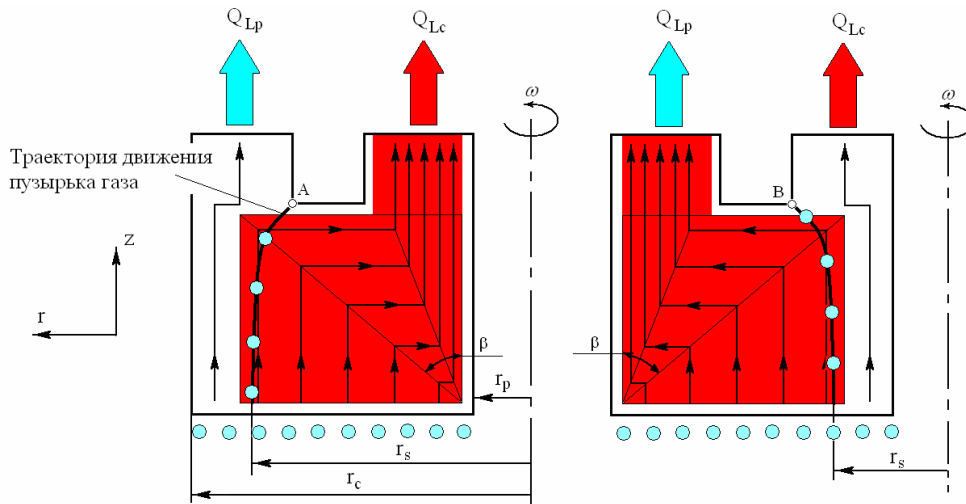


Рис. 8. Схема определения коэффициента сепарации РГС

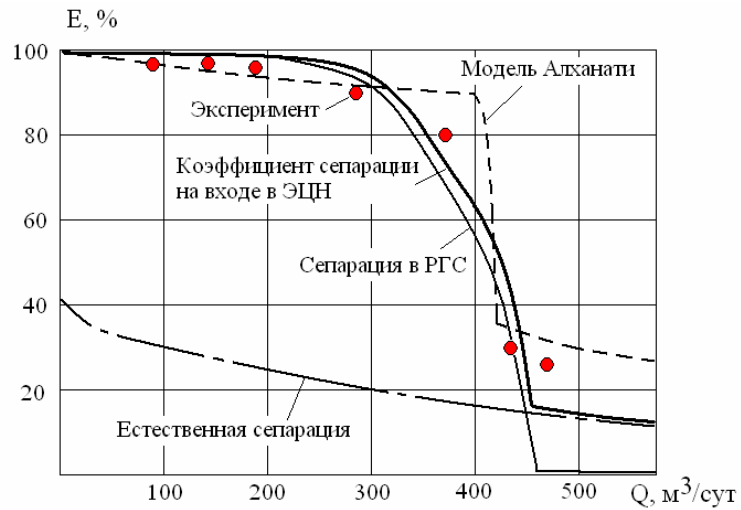


Рис. 9. Сравнение полученных расчетных значений коэффициента сепарации РГС с результатами расчета по модели Алханати и экспериментальными данными (вода–воздух)

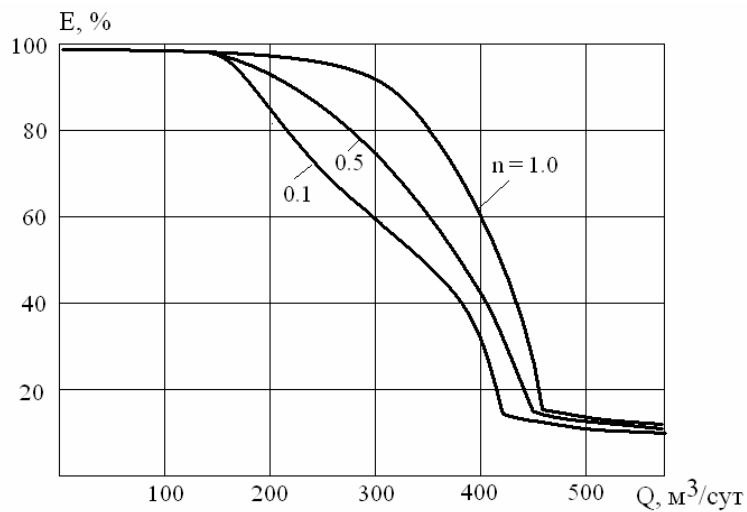


Рис. 10. Расчетные значения коэффициента сепарации для водонефтяной смеси с различным значением обводненности

2. ПРЕДВАРИТЕЛЬНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТА КОЭФФИЦИЕНТА СЕПАРАЦИИ РГС

Были проведены предварительные расчеты общего коэффициента сепарации роторного сепаратора, состоящего из коэффициента естественной сепарации на входе в РГС и коэффициента сепарации в рабочей камере сепаратора. Коэффициент естественной сепарации в затрубном пространстве рассчитывался по методике Маркеза [3]. Моделирование режимов течения в рабочей камере РГС проводилось при давлении на входе $P = 1,38$ МПа; угловой скорости вращения ротора $\omega = 376,8$ с⁻¹; температуре $T = 310,93^\circ\text{K}$; газовом факторе $\Gamma = 18,01\text{м}^3/\text{м}^3$; расходе жидкой фазы в диапазоне $Q_L = 0 \dots 600\text{м}^3/\text{сут}$. В качестве напорной характеристики шнекового нагнетателя была принята кривая зависимости напора от расхода, показанная на рис. 2. Вместо водонефтяной смеси была использована вода, вместо газа — воздух. На рис. 9 показано сравнение результатов расчета коэффициента сепарации по предложенной модели с результатами расчета по модели Алханати и экспериментальными данными [1, 2]. Также показаны характеристика роторного газосепаратора и характеристика естественной сепарации на входе в РГС. Анализ результатов сравнения показал хорошее совпадение расчетных данных с экспериментальными для сепарации воздуха из воды.

На рис. 10 показаны расчетные значения общего коэффициента сепарации для различных степеней обводненности жидкой фазы. Результаты расчетов показали, что ростом процентного содержания нефти в водонефтяной смеси (т.е. с ростом вязкости жидкостной смеси) расчетный коэффициент сепарации падает.

ВЫВОДЫ

1. Разработанная модель сепарации газа в рабочей камере РГС позволяет получить достоверные значения коэффициента сепарации в широком диапазоне режимов тече-

ния газожидкостной смеси (для пузырькового, пробкового и эмульсионного режимов течения);

2. Подход к решению задачи, основанный на выводе уравнений баланса сил, действующих на пузырек газа в вертикальном и радиальном направлении, позволяет учесть влияние вязкости водонефтяной смеси на величину коэффициента сепарации. Результаты расчетов показали, что уменьшение обводненности жидкостной смеси может существенно снизить эффективность работы РГС.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Alhanati, F.** Bottomhole gas separation efficiency in electrical submersible pump installations : Ph. D. Dissertation / F. Alhanati. The University of Tulsa, Oklahoma, 1993.
2. **Harun, A.** The effect of inducer performance on the efficiency of the ESP rotary gas separator : Ph. D. Dissertation / A. Harun // The University of Tulsa, Oklahoma, 1999.
3. **Marquez, R.** Modelling downhole natural separation : Ph. D. Dissertation / R. Marquez. The University of Tulsa, Oklahoma, 2004.

ОБ АВТОРАХ



Михайлов Валерий Германович, проф. каф. основ констр. механизмов и машин. Дипл. инж.-мех. по гидравлич. машинам (УАИ, 1985). Д-р техн. наук по тепловым двигателям (УГАТУ, 1999). Иссл. в обл. газовой динамики двигателей.



Петров Павел Валерьевич, асп. каф. ПГМ. Дипл. магистр техн. и технол. по напр. «Вакуумная и гидравлическая компрессорная техника» (УГАТУ, 2006). Иссл. в обл. проектир. и моделир. сл. гидрофиц. механотрон. систем.