

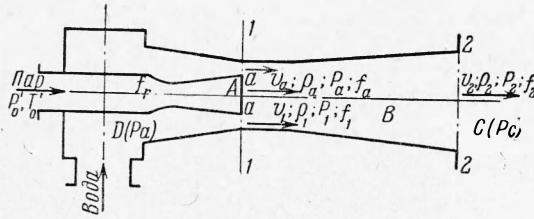
К РАСЧЕТУ ЖИДКОСТНЫХ И ПАРО-ЖИДКОСТНЫХ ЭЖЕКТОРОВ

К. К. Ким (Новосибирск)

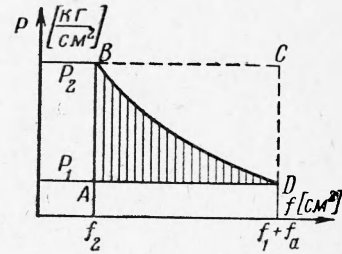
В большинстве работ, посвященных расчету эжекторов, например [1-5], используется условие цилиндричности камеры смешения.

Ниже описывается способ расчета жидкостных и паро-жидкостных эжекторов с произвольным распределением статических давлений в камере смешения. Задача решается в одномерной постановке.

§ 1. Пусть из сопла A вытекает струя жидкости (фиг. 1) со скоростью v_a , имея плотность ρ_a , давление p_a . Эжектируемая жидкость засасывается из объема D в камеру смешения B и выбрасывается с некоторой скоростью v_2 в пространство C , статическое давление в котором p_c .



Фиг. 1



Фиг. 2

При расчете будем пренебрегать силами трения и предположим, что в начале камеры смешения скорости потоков как по сечению эжектирующей, так и по сечению эжектируемой жидкостей распределяются равномерно. Предположим также, что длина камеры смешения настолько большая, что скорости в поперечном сечении 2—2 можно считать распределенными равномерно. Будем называть камерой смешения всю внутреннюю полость B от среза сопла до выходного сечения.

Уравнения движения для жидкости, находящейся в некоторый момент в камере смешения между сечениями 1—1 и 2—2, имеют следующий вид:

уравнение неразрывности

$$\rho_1 v_1 f_1 + \rho_a v_a f_a = \rho_2 v_2 f_2 \quad (1.1)$$

уравнение изменения количества движения

$$(\rho_1 v_1^2 + p_1) f_1 + (\rho_a v_a^2 + p_a) f_a = (\rho_2 v_2^2 + p_2) f_2 + \int_{f_2}^{f_1+f_a} p df \quad (1.2)$$

уравнение сохранения энергии

$$i_{01} \rho_1 v_1 f_1 + i_{0a} \rho_a v_a f_a = i_{02} \rho_2 v_2 f_2 \quad (1.3)$$

Будем считать, что параметры эжектирующей жидкости ρ_a , v_a , f_a , i_{0a} , а также состояние жидкости ρ_2 , p_2 , i_{02} в пространстве D и давление p_c в пространстве C известны.

Интеграл в уравнении (1.2) представляет собой проекцию на ось x реакции стенок на поток, т. е. силы, действующей на боковую поверхность жидкости, находящейся в камере смешения между сечениями 1—1 и 2—2. Пусть

$$\int_{f_2}^{f_1+f_a} p df = [(1 - m') p_1 + m' p_2] (f_1 + f_a - f_2) \quad (1.4)$$

где m' есть отношение площади фигуры ABD к площади прямоугольника $ABCD$ (фиг. 2).

Будем рассматривать случаи, когда коэффициент m' изменяется в пределах $0 \leq m' \leq 1$. Различным значениям коэффициента m' соответствуют разные по профилю камеры смешения эжекторов и эпюры распределения давлений. Предположим, что при изменении режимов работы эжектора в определенных пределах коэффициент m' остается постоянным для некоторой камеры смешения. Обработка экспериментальных данных показывает справедливость сделанного предположения.

Задаваясь проекцией на ось x реакции стенок на поток в виде интеграла (1.4), мы не связываем себя с камерами смешения какого-либо определенного профиля по длине. Вопрос о выборе оптимальной формы камеры смешения может быть решен экспериментально.

Найдем решения уравнений (1.1) — (1.3), соответствующие максимальному значению функции

$$n = \frac{\rho_1 v_1 f_1}{\rho_a v_a f_a} \quad (1.5)$$

т. е. найдем такой смеситель, чтобы при указанных выше данных обеспечивался максимальный коэффициент эжекции.

§ 2. Рассмотрим паро-жидкостный эжектор, т. е. случай, когда из сопла A вытекает пар и эжектируется жидкость того же вещества. Пусть по условиям задачи будут известны параметры парового сопла: f_a — площадь выходного сечения; f_r — площадь горлового сечения; ρ_a, p_a, v_a — плотность, давление и скорость пара на выходе из сопла (или p'_0, T'_0 — полное давление и полная температура перед соплом); а также параметры эжектируемой жидкости: p_d, ρ_d — полное давление и плотность жидкости в камере D и p_c — статическое давление в пространстве C .

Будем решать задачу при следующих допущениях.

1°. Струя пара, вылетающая из сопла, полностью конденсируется внутри камеры смешения, и плотность смеси в сечении 2—2 равна плотности эжектируемой жидкости, т. е. $\rho_2 = \rho_d = \rho_1 = \rho$.

2°. Статическое давление p_2 на выходе из камеры смешения равно давлению жидкости в пространстве C , т. е. $p_2 = p_c$.

3°. Для эжектируемой жидкости справедливо уравнение Бернулли

$$p_d = p_1 + \frac{1}{2} \rho v_1^2 \quad (2.1)$$

4°. В данной работе не производится температурных исследований, поэтому уравнение сохранения энергии (1.3) не используется.

Тогда в уравнениях (1.1), (1.2) неизвестными величинами будут: p_1, v_1 — давление и скорость эжектируемой жидкости на выходе в камеру смешения; v_2 — скорость смеси на выходе из камеры смешения; f_1, f_2 — площади сечений; m' — коэффициент, учитывающий распределение статических давлений в камере смешения.

Введем безразмерные величины

$$\rho^\circ = \frac{\rho}{\rho_a}, \quad f^\circ = \frac{f}{f_a}, \quad v^\circ = \frac{v}{v_a}, \quad p^\circ = \frac{p}{\rho_a v_a^2}$$

$$\sigma_c = \frac{p_c}{p_d}, \quad g = \frac{1 + p_a^\circ}{p_d^\circ}, \quad h = \frac{1}{\rho^\circ v_{\max}^\circ}, \quad \Phi = \frac{v}{v_{\max}}, \quad v_{\max} = \sqrt{\frac{2p_d}{\rho}}$$

где v_{\max} — скорость истечения жидкости в вакуум. При определении максимальной скорости необходимо учитывать, что давление в реальной несжимаемой жидкости может быть понижено до давления насыщенных паров при данной температуре.

Тогда в безразмерных величинах уравнения (1.1) и (1.2) примут вид

$$\Phi_1 f_1^\circ + h = \Phi_2 f_2^\circ \quad (2.2)$$

$$(\Phi_1^2 + 1) f_1^\circ + g = (2\Phi_2^2 + \sigma_c) f_2^\circ + [(1 - m')(1 - \Phi_1^2) + m'\sigma_c] (f_1^\circ + 1 - f_2^\circ) \quad (2.3)$$

Коэффициент эжекции будет равен

$$n = \frac{1}{h} \Phi_1 f_1 \quad \text{или} \quad n = \frac{1}{h} \Phi_2 f_2^\circ - 1 \quad (2.4)$$

(здесь использовано (2.2)). Из уравнений (2.2), (2.3) выразим неизвестные f_1° и f_2° через Φ_1, Φ_2 и m' ; получим

$$f_1^\circ = \frac{g\Phi_2^\circ - h(2\Phi_2^2 + \sigma_c) - (\Phi_2 - h)[(1 - m')(1 - \Phi_1^2) + m'\sigma_c]}{(2\Phi_2^2 + \sigma_c)\Phi_1 - \Phi_2(\Phi_1^2 + 1) + (\Phi_2 - \Phi_1)[(1 - m')(1 - \Phi_1^2) + m'\sigma_c]} \quad (2.5)$$

$$f_2^\circ = \frac{g\Phi_1 - h(\Phi_1^2 + 1) - (\Phi_1 - h)[(1 - m')(1 - \Phi_1^2) + m'\sigma_c]}{(2\Phi_2^2 + \sigma_c)\Phi_1 - \Phi_2(\Phi_1^2 + 1) + (\Phi_2 - \Phi_1)[(1 - m')(1 - \Phi_1^2) + m'\sigma_c]} \quad (2.6)$$

Будем задаваться величиной m' ($0 \leq m' \leq 1$) и скоростью Φ_1 , пределы изменения которой $0 \leq \Phi_1 \leq 1$ известны из уравнения Бернулли (2.1).

Подставив в равенство (2.4) выражение (2.6) для f_2° и решив затем уравнение $dn/d\Phi_2 = 0$, получим

$$\Phi_2 = \sqrt{\frac{1}{2}(1 - m')(\Phi_1^2 - 1 + \sigma_c)} \quad (2.7)$$

Выражение (2.7) дает связь между скоростью на выходе, коэффициентом m' и скоростью во входном сечении для оптимальных камер смешения. Решая совместно уравнения (2.5), (2.6) и (2.7), получим площади поперечных сечений оптимальных эжекторов, скорость смеси для принятых значений скорости Φ_1 , коэффициента m' и степени сжатия σ_c .

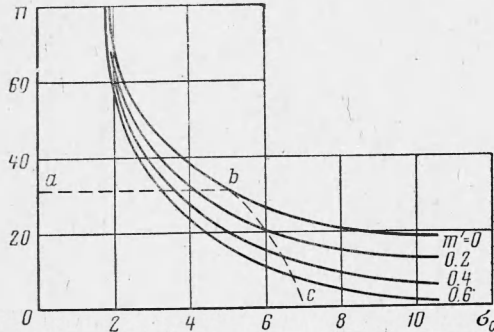
Если будут известны поперечные размеры камеры смешения, геометрия сопла и экспериментально определенный коэффициент m' , то по уравнениям (2.4), (2.5) и (2.6) можно рассчитать характеристики эжектора. При этом предполагается, что полное давление и температура пара перед соплом, полное давление эжектируемой жидкости и физические свойства пара и жидкости известны.

Для иллюстрации расчета сделаем следующие предположения.

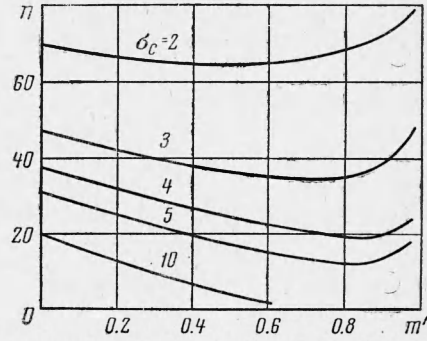
1. Эжектируемой жидкостью является вода, находящаяся под давлением $p_d = 1.033 \text{ кг/см}^2$; температура воды такова, что можно пренебречь абсолютной величиной давления насыщенных паров при определении максимальной скорости.

2. Эжектирующей жидкостью пусть будет водяной пар следующих параметров:
 $p'_0 = 10 \frac{\text{кг}}{\text{см}^2}$; $T'_0 = 480^\circ \text{K}$, $k = 1.33$, $R = 47.05 \frac{\text{кгм}}{\text{кг град}}$, $f_\Gamma^\circ = \frac{f_\Gamma}{f_a} = 0.496$

Относительный параметр сопла Лавала f_Γ° выбран так, чтобы на расчетном режиме статическое давление на срезе сопла равнялось давлению p_d , т. е. $p_a = p_d$.



Фиг. 3



Фиг. 4

Расчет сопла Лавала произведем с использованием газодинамических функций для принятого показателя адиабаты $k = 1.33$.

Характеристики оптимальных эжекторов, рассчитанные во формулам (2.4), (2.5), (2.6), (2.7), представлены на фиг. 3—5.

На фиг. 3 показана зависимость максимальных коэффициентов эжекции от степени сжатия. Кроме того, нанесена кривая bc , представляющая собой характеристику эжектора с фиксированной геометрией; прямая ab соответствует предельному коэффициенту эжекции для этого эжектора.

На фиг. 4 показана зависимость максимальных коэффициентов эжекции от коэффициента m' при постоянных давлениях за эжектором.

На фиг. 5 показана зависимость относительного давления за эжектором, или степени сжатия, от коэффициента m' , учитывающего распределение давления в камере смешения. Каждая кривая этого графика соответствует эжектору с фиксированными площадями входа и выхода.

Как видно из графиков, максимальные значения коэффициентов эжекции и величина относительного давления, развиваемого эжектором, зависят от распределения давлений внутри камер смешения.

§ 3. Для расчета жидкостных эжекторов в уравнениях (1.1), (1.2) будем предполагать, что плотности эжектируемой и эжектирующей жидкостей одинаковы, а также, что статические давления по эжектирующей и эжектируемой жидкостям равны между собой в сечении $1-a$ (фиг. 1). Последнее допущение, как показывают эксперименты, справедливо для несжимаемых жидкостей. Примем также, что $p_2 = p_c$.

Уравнения (1.1), (1.2) преобразуем к следующему виду:

$$v_1 f_1 + v_a f_a = v_2 f_2 \quad (3.1)$$

$$(\rho v_1^2 + p_1) f_1 + (\rho_a v_a^2 + p_1) f_a = (\rho v_2^2 + p_2) f_2 + [(1 - m') p_1 + m' p_2] (f_1 + f_a - f_2) \quad (3.2)$$

Скорость эжектирующей струи зависит от давления p_1 на срезе сопла, поэтому для дальнейшего будем задаваться полным давлением жидкости перед соплом p'_0 .

Для эжектирующей и эжектируемой жидкостей будут справедливы уравнения Бернулли

$$p'_0 = p_1 + \frac{\rho v_a^2}{2}, \quad p_d = p_1 + \frac{\rho v_1^2}{2} \quad (3.3)$$

Посредством этих соотношений уравнения (3.1), (3.2) приведем к виду

$$\sqrt{\frac{2}{\rho} (p_d - p_1) f_\Gamma} + \sqrt{\frac{2}{\rho} (p'_0 - p_1) f_a} = v_2 f_2 \quad (3.4)$$

$$(2p_d - p_1) f_1 + (2p'_0 - p_1) f_a = (\rho v_2^2 + p_c) f_2 + [(1 - m') p_1 + m' p_c] (f_1 + f_a - f_2)$$

Введем безразмерные величины

$$f^\circ = \frac{f}{f_a}, \quad \sigma_1 = \frac{p_1}{p_d}, \quad \sigma_c = \frac{p_c}{p_d}, \quad \sigma_0 = \frac{p'_0}{p_d}, \quad \varphi_2 = \frac{v_2}{v_{\max}} \quad \left(v_{\max} = \sqrt{\frac{2p_a}{\rho}} \right)$$

где v_{\max} — скорость истечения жидкости в вакуум.

Уравнения (3.4) в безразмерных величинах примут вид

$$\sqrt{1 - \sigma_1} f_1^\circ + \sqrt{\sigma_0 - \sigma_1} = \varphi_2 f_2^\circ \quad (3.5)$$

$$(2 - \sigma_1) f_1^\circ + 2\sigma_0 - \sigma_1 = (2\varphi_2^2 + \sigma_c) f_2^\circ + [(1 - m') \sigma_1 + m' \sigma_c] (f_1^\circ + 1 - f_2^\circ) \quad (3.6)$$

Отсюда

$$f_1^\circ = \frac{(2\varphi_2^2 + \sigma_c) \sqrt{\sigma_0 - \sigma_1} - (2\sigma_0 - \sigma_1) \varphi_2 - [(1 - m') \sigma_1 + m' \sigma_c] (\sqrt{\sigma_0 - \sigma_1} - \varphi_2)}{(2 - \sigma_1) \varphi_2 - (2\varphi_2^2 + \sigma_c) \sqrt{1 - \sigma_1} - [(1 - m') \sigma_1 + m' \sigma_c] (\varphi_2 - \sqrt{1 - \sigma_1})} \quad (3.7)$$

$$f_2^\circ = \frac{(2 - \sigma_1) \sqrt{\sigma_0 - \sigma_1} - (2\sigma_0 - \sigma_1) \sqrt{1 - \sigma_1} - [(1 - m') \sigma_1 + m' \sigma_c] (\sqrt{\sigma_0 - \sigma_1} - \sqrt{1 - \sigma_1})}{(2 - \sigma_1) \varphi_2 - (2\varphi_2^2 + \sigma_c) \sqrt{1 - \sigma_1} - [(1 - m') \sigma_1 + m' \sigma_c] (\varphi_2 - \sqrt{1 - \sigma_1})} \quad (3.8)$$

Будем задаваться значениями коэффициента m' ($0 \leq \sigma_1 \leq 1$) и величиной относительного разрежения σ_1 ($0 \leq \sigma_1 \leq 1$).

Выражение для коэффициента эжекции в безразмерных величинах преобразуем к виду

$$n = \sqrt{\frac{1 - \sigma_1}{\sigma_0 - \sigma_1}} f_1^\circ = \frac{1}{\sqrt{\sigma_0 - \sigma_1}} \varphi_2 f_2^\circ - 1$$

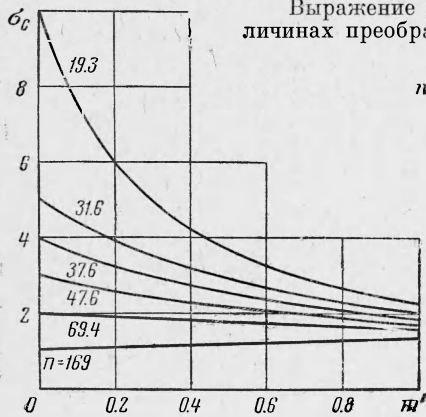
Решив уравнение $dn/d\varphi_2 = 0$, получим

$$\varphi_2 = \sqrt{\frac{1}{2} (1 - m') (\sigma_c - \sigma_1)} \quad (3.9)$$

Характеристики оптимальных эжекторов представлены на фиг. 6, 7 для $p_0' = 10$ и 6 кг/см^2 соответственно.

Как видно из графика, максимальные значения коэффициентов эжекции зависят от перепадов давлений, а также от распределения статических давлений внутри камер смешения.

Расчет жидкостных струйных аппаратов принципиально не отличается от расчета паро-жидкостных эжекторов. Поэтому для жидкостных эжекторов будут справедливы все замечания, сделанные выше.

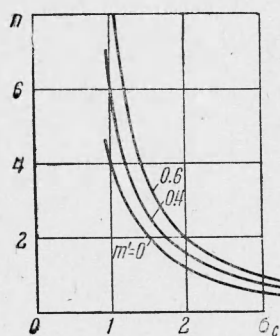


Фиг. 5

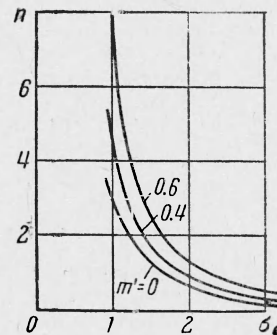
Из полученных результатов вытекает, что максимальные значения коэффициентов эжекции зависят от распределения статических давлений внутри камер смешения.

Заметим также, что при $m' = 1$ коэффициент эжекции может достигать сколь угодно больших значений (фиг. 4). Однако при этом поперечные размеры эжектора также стремятся к бесконечности. Это обстоятельство следует отнести к недостаткам одномерной постановки задачи, так как при конечных значениях энергии рабочей струи невозможно бесконечно большой массе реальной жидкости сообщить конечную скорость. Зависимость степени сжатия (фиг. 5) от коэффициента m' позволяет

сделать вывод, что для эжекторов с большой степенью сжатия профилирование камеры смешения имеет особо важное значение.



Фиг. 6



Фиг. 7

Поступила 21 VII 1962

ЛИТЕРАТУРА

1. Абрамович Г. Н. Прикладная газовая динамика. М., Гостехиздат, 1953.
2. Каменев П. Н. Гидроэлеваторы и другие струйные аппараты. М., Машстройиздат, 1950.
3. Соколов Е. Я. и Зингер Н. М. Струйные аппараты. М., Госэнергоиздат, 1960.
4. Фридман Б. Э. Гидроэлеваторы. М., Машгиз, 1960.
5. Христианович С. А. О расчете эжектора. Сб. ЦАГИ, Промышленная аэродинамика, 1944.