

УДК 622.516.001.5

ПРОЦЕССЫ ТУРБУЛЕНТНОГО ОБМЕНА МЕЖДУ РАБОЧИМ И ИНЖЕКТИРУЕМЫМ ПОТОКАМИ В ГИДРОЭЛЕВАТОРЕ

Малеев В.Б., докт. техн. наук, профессор,

Холоша А.С., ассистент,

Донецкий национальный технический университет

В работе представлены результаты теоретических исследований процесса смешивания рабочего и инжектируемого потоков в гидроэлеваторах с круглой и квадратной камерой смешения. Установлена зависимость максимального расхода гидроэлеватора от расхода рабочей жидкости и геометрических размеров проточной части.

In operation the results of idealized explorations of process of blending of working and passive streams in hydraulic elevators with round and square mixing chamber are introduced. The dependence of peak discharge of a hydraulic elevator on expenditure of a hydraulic fluid and geometrical sizes of a flowing part is installed.

Проблема и ее связь с научными или практическими задачами. Несмотря на то, что гидроэлеваторы имеют сравнительно простую конструкцию, они отличаются значительной сложностью происходящих в них физических процессов, вызванных взаимодействием потоков рабочей и инжектируемой жидкости. В связи с этим до настоящего времени мы не имеем достаточно точных уравнений для описания процессов, происходящих в проточной части струйного аппарата.

Анализ исследований и публикаций. Исследования гидроэлеваторов, проведенные разными авторами [1,2,3], базировались только на экспериментальных данных и не рассматривали процессы, протекающие в проточной части струйных аппаратов. Методики расчета, разработанные в результате этих исследований, были получены на основании баланса энергии для двух сечений: на входе в камеру смешения и на выходе из нее. Кроме этого, в них исследовались струйные аппараты с камерой смешения только круглого сечения и не рассматривалось влияние формы сечения камеры на работу струйного аппарата.

Постановка задачи. Задачей данной работы является: исследование процесса перемешивания рабочего и инжектируемого потоков

в камере смешения и влияние формы ее проточной части на характеристики гидроэлеватора на основании положений теории струй и теории смешения; установление зависимости расхода гидроэлеватора от расхода рабочей жидкости и геометрических размеров камеры смешения; проверка соответствия полученных результатов экспериментальным данным.

Изложение материала и результаты. Принцип работы гидроэлеватора основан на обмене энергией между струей рабочей жидкости и транспортируемым потоком в камере смешения. Такой обмен сопровождается переносом через границу раздела количества движения, тепла, концентрации твердых частиц и т.д. Перенос количества движения обуславливается трением, тепла – теплопроводностью, твердых частиц – диффузией. Полный перенос может быть представлен как сумма турбулентного и ламинарного переносов. В случае развитой турбулентности, как это имеет место в камере смешения гидроэлеватора, турбулентные составляющие намного больше ламинарных и поэтому последними можно пренебречь. Тогда уравнения турбулентного обмена можно записать в виде:

$$\tau = A_{\tau} \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad q = c_p A_q \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad m = A_m \frac{d\bar{c}}{dy}, \quad (1)$$

где τ – касательное напряжение в потоке;

q – количество тепла;

m – масса твердых частиц;

A_{τ}, A_q, A_m – соответственно, коэффициенты турбулентной вязкости, теплопроводности и диффузии;

$\frac{d\bar{u}}{dy}$ – изменение осредненной скорости по сечению потока;

$\frac{d\bar{c}}{dy}$ – изменение осредненной концентрации твердого по сечению потока.

Согласно теории смешения [4] коэффициенты турбулентного переноса можно определить из равенств:

$$A_{\tau} = \rho \overline{V' l_{\tau}}, \quad A_q = \rho \overline{V' l_q}, \quad A_m = \rho \overline{V' l_m} \quad (2)$$

где ρ – плотность жидкости;

V' – пульсационная поперечная скорость;

l_{τ}, l_q, l_m – пути смешения количества движения, тепла и массы соответственно.

ответственно.

Пути смешения характеризуют геометрическую структуру турбулентного потока и являются его масштабными коэффициентами.

Согласно теории Прандтля [4] пульсационная скорость пропорциональна разности скоростей рабочего и инжектируемого потока, и тогда, выражения для определения коэффициентов турбулентного обмена будут иметь вид:

$$A_\tau = \rho l_\tau^2 \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad A_q = \rho l_q^2 \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad A_m = \rho l_m^2 \frac{d\bar{u}}{dy} \quad (3)$$

С учетом выражений (3) уравнения турбулентного обмена можно записать в виде:

$$\tau = \rho l_\tau^2 \left(\frac{d\bar{u}}{dy} \right)^2, \quad q = c_p \rho l_q^2 \left(\frac{d\bar{u}}{dy} \right)^2, \quad m = \rho l_m^2 \left(\frac{d\bar{c}}{dy} \right) \left(\frac{d\bar{u}}{dy} \right), \quad (4)$$

Полученные выражения переноса количества движения, тепла и массы твердых частиц имеют сходную структуру. Это позволяет судить о сходстве механизмов обмена в камере смешения гидроэлеватора. Отличие состоит в особенностях переносимой субстанции и значениях масштабных коэффициентов l_τ, l_q, l_m .

Установим зависимости для определения значения суммарного расхода на выходе из камеры смешения гидроэлеватора в зависимости от параметров рабочего потока и геометрических размеров гидроэлеватора.

Считаем, что из насадка с диаметром отверстия d_n в камеру смешения диаметром d_k вытекает струя со скоростью U_0 (рисунок 1). Значение скорости на выходе из насадка U_0 принимаем постоянным по всей площади потока струи.

В любом сечении, находящемся на расстоянии x от начала координат, можно выделить четыре характерных участка: ламинарного течения жидкости, постоянных скоростей U'_2 в турбулентном инжектируемом потоке, постоянных скоростей U_1 в струе рабочей жидкости и турбулентного пограничного слоя, в котором скорость смешанного потока изменяется от U_1 до U'_2 .

При взаимодействии с инжектируемым потоком в струе формируется турбулентный пограничный слой шириной $2b$ и ядро струи диаметром d_j . Уравнения границ пограничного слоя в принятой системе координат имеют вид:

$$y_1 = \eta_1 \cdot x, \quad y_2 = \eta_2 \cdot x \quad (5)$$

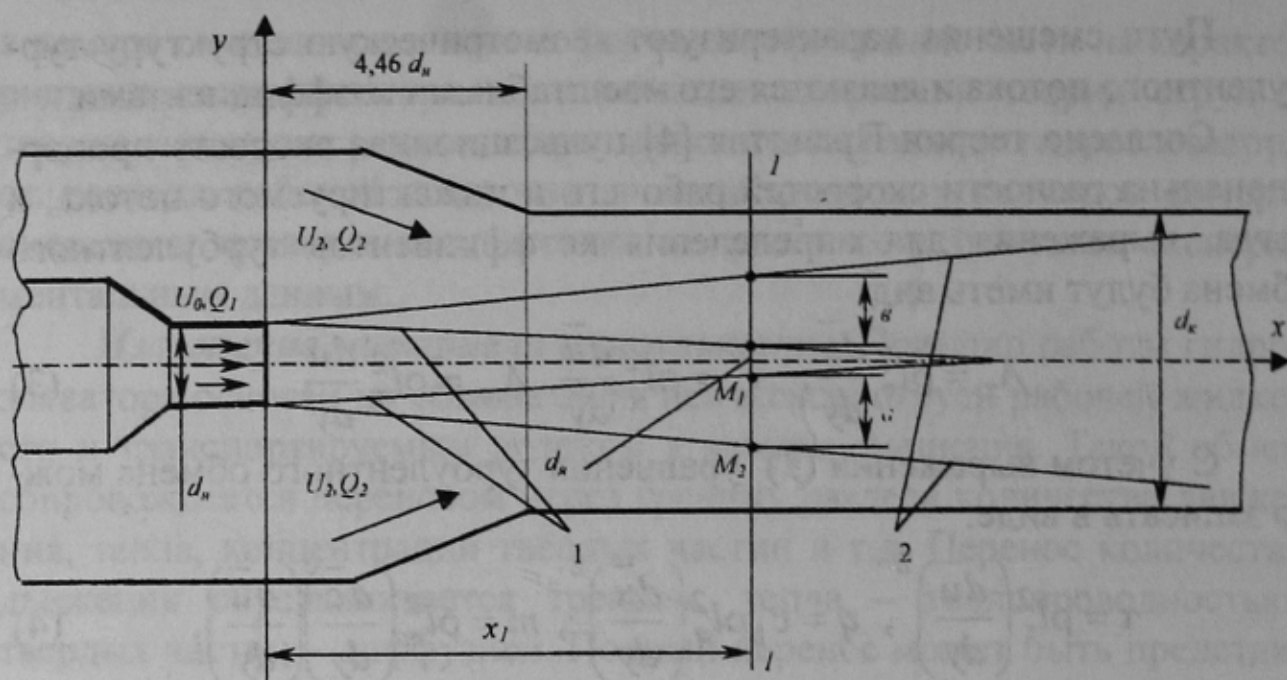


Рисунок 1 – Формирование пограничного турбулентного слоя в струе рабочей жидкости гидроэлеватора
 1 – граница турбулентного ядра струи;
 2 – граница турбулентного пограничного слоя.

где η_1, η_2 – постоянные коэффициенты;

x – продольная координата, отсчитываемая от насадки в сторону движения струи.

Ширина турбулентного пограничного слоя струи зависит от координаты x и определяется как разность:

$$2 \cdot b = (\eta_1 - \eta_2)x = c \cdot x \quad (6)$$

где c – коэффициент, определяющий скорость нарастания ширины турбулентного пограничного слоя.

При движении по камере смешения в инжектируемом потоке формируется ламинарный подслой, который располагается непосредственно у стенок камеры. Толщина этого подслоя (δ) невелика и может быть определена по зависимости [5]:

$$\delta = \frac{30 \cdot d_k}{Re \cdot \sqrt{\lambda}} \quad (7)$$

где λ – коэффициент Дарси;

Re – число Рейнольдса.

Значение δ зависит от степени турбулентности инжектируемого потока и качества обработки проточной части камеры смешения и приблизительно равно высоте выступов шероховатости стенки каме-

ры. В ламинарном подслое скорость изменяется от U'_2 до 0. Поскольку величина δ мала по сравнению с размерами других участков, влияние ламинарного подслоя на процесс смешивания учитывать не будем.

Рассмотрим произвольное сечение (1-1), находящееся на расстоянии x_1 от начала координат (рисунок 1). Координаты точек M_1 и M_2 являются решением уравнений (5) при $x = x_1$:

$$M_1 = \eta_1 x_1, \quad M_2 = \eta_2 x_1.$$

Эпюра скоростей потоков в сечении 1-1 представлена на рисунке 2.

Предположим, что на расстоянии $M_1 M_2$ скорость изменяется линейно от U_1 до U'_2 . Скорость U_1 – это скорость рабочей жидкости в ядре струи, а U'_2 – скорость инжектируемого потока. Расстояние $M_1 M_2$ равняется ширине пограничного слоя b . В этом случае выражение коэффициента турбулентного обмена можно записать в виде:

$$A_\tau = \rho l_\tau^2 \frac{|U_1 - U'_2|}{b} \quad (8)$$

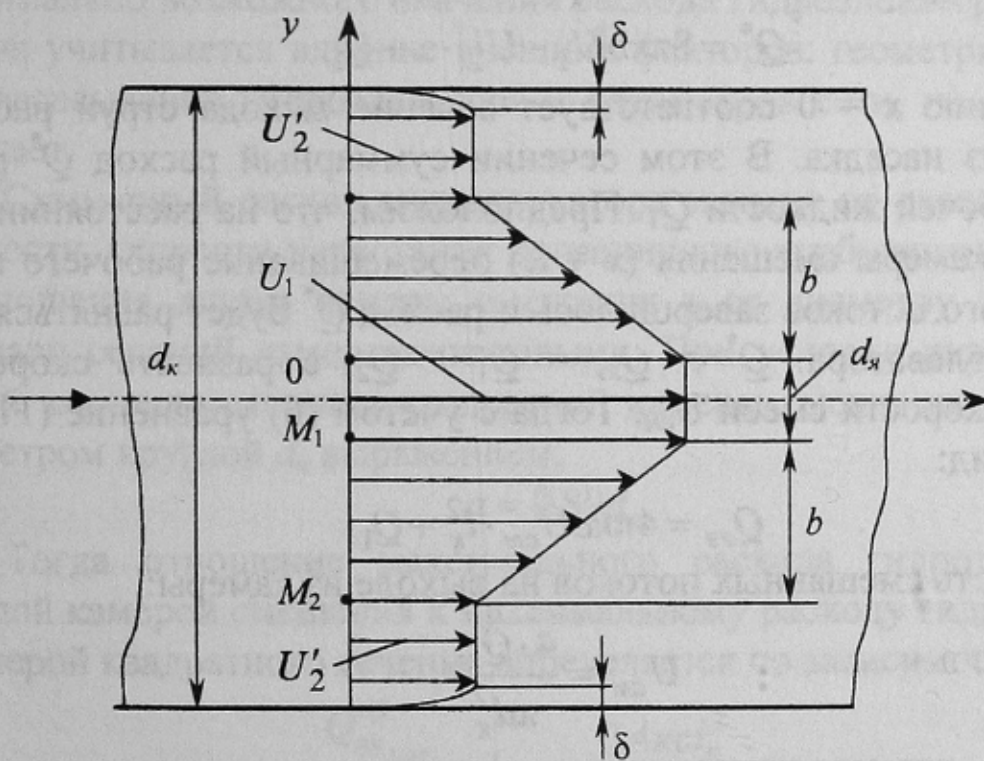


Рисунок 2 – Эпюра скоростей рабочего и инжектируемого потоков в камере смешения гидроэлеватора.

Масштабный коэффициент l_τ пропорционален ширине пограничного турбулентного слоя. Тогда, уравнение (7) можно переписать в виде:

$$A_\tau = \kappa \cdot \rho \cdot b \cdot |U_1 - U_2| \quad (8')$$

где κ – коэффициент пропорциональности, $\kappa = l_\tau^2 / b^2$.

Согласно гипотезе о постоянстве коэффициента турбулентного обмена выражение для A_τ можно записать в виде:

$$A_\tau = \sigma \sqrt{J_0 / \rho}, \quad (9)$$

где σ – некоторый постоянный коэффициент, зависящий от турбулентной структуры потока рабочей жидкости;

J_0 – импульс струи рабочей жидкости.

Секундный суммарный расход жидкости через сечение струи, которое находится на расстоянии x от начала координат, определяется выражением:

$$Q^* = 8\pi\sigma\sqrt{J_0/\rho} \cdot x + Q_1, \quad (10)$$

где Q_1 – расход рабочей жидкости.

С учетом (8') и (9) выражение для определения расхода смешанного потока в рабочей камере гидроэлеватора можно записать в виде:

$$Q^* = 8\pi\kappa b |U_1 - U_2| \cdot x + Q_1. \quad (11)$$

Значению $x = 0$ соответствует сечение выхода струи рабочей жидкости из насадка. В этом сечении суммарный расход Q^* равен расходу рабочей жидкости Q_1 . Предположим, что на расстоянии равном длине камеры смешения ($x = l_k$) перемешивание рабочего и инжектируемого потоков завершилось и расход Q^* будет равняться расходу гидроэлеватора: $Q^* = Q_{\Sigma} = Q_1 + Q_2$, а разность скоростей потоков – скорости смеси $U_{см}$. Тогда с учетом (6) уравнение (11) будет иметь вид:

$$Q_{\Sigma} = 4\pi\kappa c U_{см} \cdot l_k^2 + Q_1, \quad (12)$$

Скорость смешанных потоков на выходе из камеры:

$$U_{см} = \frac{4 \cdot Q_{\Sigma}}{\pi d_k^2}, \quad (13)$$

где d_k – диаметр камеры смешения.

Подставив (13) в (12) и выполнив ряд преобразований получим зависимость максимального расхода гидроэлеватора от расхода рабочей жидкости и геометрических размеров камеры смешения:

$$Q_{23_{max}}^{кр} = \frac{Q_1}{\left(1 - \frac{16 \cdot \kappa \cdot c \cdot l_k^2}{d_k^2}\right)}. \quad (14)$$

При применении камеры смешения квадратного сечения, скорость смешанных потоков на выходе из камеры определяется выражением:

$$U_{см} = \frac{Q_{23}}{a^2}, \quad (15)$$

где a – сторона сечения проточной части камеры смешения.

Тогда, зависимость расхода гидроэлеватора от расхода рабочей жидкости и геометрии проточной части камеры смешения квадратного сечения имеет вид:

$$Q_{23_{max}}^{кв} = \frac{Q_1}{\left(1 - \frac{8 \cdot \pi \cdot \kappa \cdot c \cdot l_k^2}{a^2}\right)}. \quad (16)$$

Уравнение (14) и (16) являются зависимостями для определения максимально возможного значения расхода гидроэлеватора, так как в них не учитывается влияние внешних факторов: геометрической высоты всасывания гидроэлеватора и параметров сети, на которую он работает.

Суммарный расход гидроэлеватора зависит от расхода рабочей жидкости, скорости нарастания пограничного турбулентного слоя (c) и отношения длины камеры смешения к ее диаметру. Принимаем площади сечений камер одинаковыми. При условии равенства площадей значение стороны квадратной камеры смешения a связано с диаметром круглой d_k выражением:

$$a = 0,89d_k \quad (17)$$

Тогда отношение максимального расхода гидроэлеватора с круглой камерой смешения к максимальному расходу гидроэлеватора с камерой квадратного сечения определяется по зависимости:

$$\frac{Q_{23_{max}}^{кр}}{Q_{23_{max}}^{кв}} = 1 - \frac{0,4\kappa c l_k^2}{0,06d_k^2 - \kappa c l_k^2} \quad (18)$$

Согласно решениям Прандтля-Толмина, рассматривающих смешение потока с окружающей жидкостью [6] скорость нарастания турбулентного пограничного слоя $c = 0,0705$, а коэффициент пропор-

циональности $\kappa = 0,035$. После подстановки всех значений выражение (18) принимает вид:

$$Q_{23_{max}}^{кр} = 0,75 \cdot Q_{23_{max}}^{кв} \quad (19)$$

Максимальный расход гидроэлеватора с квадратной камерой смещения на 25% больше, чем расход гидроэлеватора с камерой круглого сечения аналогичной площади, что и подтверждалось экспериментальными данными, приведенными в работе [7].

Графические зависимости $Q_{23_{max}} = f(Q_1)$ для гидроэлеватора с камерами смещения круглого сечения длиной 240 мм, диаметром 40 мм и квадратного сечения со стороной 35 мм приведены на рисунке 3.

Рабочий расход гидроэлеватора не может превышать максимально возможный расход, определенный по формулам (14) и (16) и не может быть меньше расхода рабочей жидкости:

$$Q_{23_{max}} < Q_{23} \leq Q_1. \quad (20)$$

На рисунке 3 в одной координатной плоскости построены зависимости $Q_{23_{max}} = f(Q_1)$ для гидроэлеватора с квадратной и круглой камерами смещения и прямая, соответствующая случаю $Q_{23} = Q_1$.

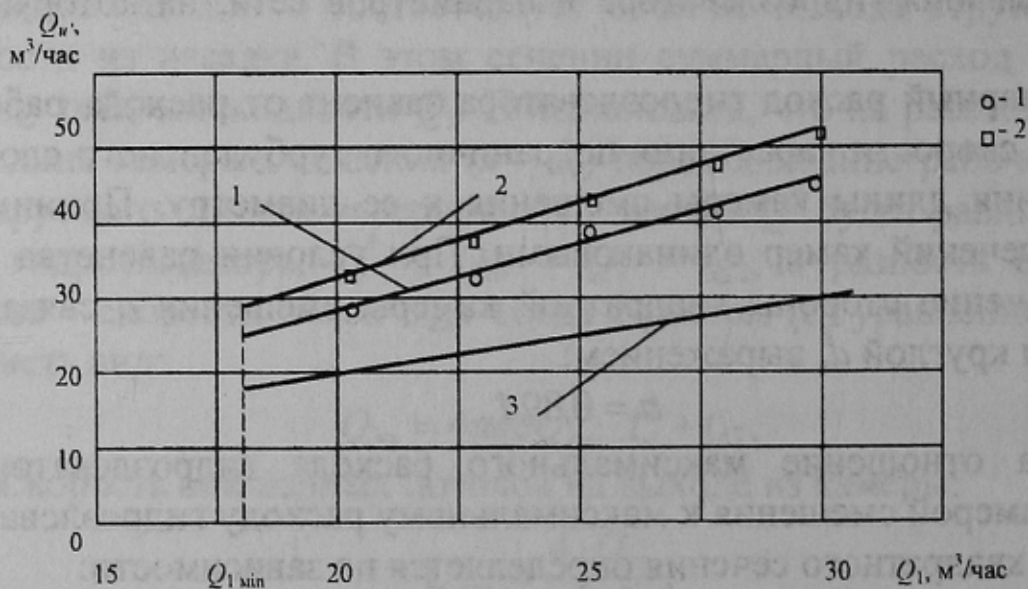


Рисунок 3 – Зависимость максимального расхода гидроэлеватора от расхода рабочей жидкости:

- 1 – для камеры смещения круглого сечения, построенная по зависимости (14);
- 2 – для камеры смещения квадратного сечения, построенная по зависимости (16);
- 3 – зависимость $Q_{23} = Q_1$

□, ○ - экспериментальные точки

Минимальное значение расхода рабочей жидкости, при котором наблюдалось подсосывание инжектируемого потока Q_{1min} , согласно экспериментальным данным, полученным в работе [7] составляет 18,2 м³/час.

Действительное значение расхода гидроэлеватора, с учетом реальных условий работы находится в зоне, ограниченной прямыми $Q_{23max} = f(Q_1)$, $Q_{23} = Q_1$, Q_{1min} и определяется совместным решением двух уравнений: индивидуальной характеристики гидроэлеватора и характеристики сети на которую он работает.

Индивидуальная характеристика гидроэлеватора определяется экспериментальным путем и в общем виде записывается так:

$$H_{23} = H_{23теор} - CQ_{23}^m, \quad (21)$$

где H_{23} – напор, создаваемый гидроэлеватором;

$H_{23теор}$ – теоретический напор гидроэлеватора;

C – сопротивление проточной части гидроэлеватора;

m – показатель степени, характеризующий потери в гидроэлеваторе, $m = 1 \dots 2$

Значение $H_{23теор}$ и C зависит от геометрических размеров гидроэлеватора и параметров рабочей жидкости – напора и расхода. Согласно экспериментальным данным, полученным в интервале изменения расхода рабочей жидкости $Q_1 = (18,2 \dots 29,5)$ м³/час значение коэффициента m равно 1.

Уравнение характеристики сети, на которую работает гидроэлеватор, имеет вид:

$$H_c = H_z + aQ^2, \quad (22)$$

где H_c – необходимый напор гидроэлеватора при работе на сеть;

H_z – геометрическая высота подъема жидкости;

a – сопротивление сети;

Q – расход жидкости в сети.

При совместном решении уравнений (21) и (22) получаем выражение для определения рабочего расхода при работе гидроэлеватора в конкретных условиях:

$$Q_{23} = \sqrt[m]{\frac{H_{23теор} - H_z}{C} - \frac{a}{C} (Q_{23}^{max})^2}. \quad (23)$$

Отношение $H_{z3_{теор}}/C$ является максимально возможным расходом гидроэлеватора, тогда выражение (23) можно записать в виде:

$$Q_{z3} = \sqrt[m]{Q_{z3}^{max} - \frac{H_z + a(Q_{z3}^{max})^2}{C}}. \quad (24)$$

Выводы и направление дальнейших исследований: Согласно полученным теоретическим зависимостям (14), (16) и экспериментальным данным, расход гидроэлеватора с квадратной камерой смешения выше, чем с круглой на (10...27) %. Зависимости максимального расхода гидроэлеватора с квадратной и круглой камерами смешения, построенные по теоретическим зависимостям, довольно точно совпадают с экспериментальными данными, полученными в диапазоне изменения расхода рабочей жидкости от 19 до 30 м³/час. Это свидетельствует о том, что выражения (14) и (16) соответствуют реальным процессам, протекающим в камере смешения гидроэлеватора.

Список источников.

1. Соколов Н.М., Зингер Е.Я. Струйные аппараты. М.: Энергоиздат, 1989 г., 350 с.
2. Каменев П.Н. Гидроэлеваторы в строительстве. М.: Стройиздат, 1970 г., 278 с.
3. Яковлев В.М. Разработка гидроэлеваторной проходческой водоотливной установки. Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук. Донецк: 1987г.
4. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. М.: «Недра», 1978 г., 735 с.
5. Гейер В.Г. и др. Гидравлика и гидропривод М.: «Недра», 1992 г., 329 с.
6. Бай Ши-и Теория струй М.: Государственное издательство физико-математической литературы, 1960 г., 327 с.
7. Малеев В.Б., Малыгин С.С., Холоша А.С. Экспериментальные исследования многосопловых гидроэлеваторов. Донецк: Наукові праці ДонНТУ, Випуск 51, 2002 г, с. 149 – 157.