

(УДК) 629.7.048

## **Влияние неконденсирующихся газов на процесс теплообмена в центробежном дистилляторе системы регенерации воды из урины**

Л.С. Бобе, В.В. Раков, Д.В. Аракчеев, П.А. Канаев.

### **Аннотация**

Проведено расчётно-экспериментальное исследование влияния содержания неконденсирующихся газов в центробежном многоступенчатом вакуумном дистилляторе на эффективность работы подсистемы дистилляции системы регенерации воды из урины. Подсистема предназначена для космической станции и основана на методе вакуумной дистилляции с рекуперацией тепла в центробежном многоступенчатом дистилляторе и в термоэлектрическом тепловом насосе. Данные для анализа получены в экспериментах, проведенных при остаточном давлении в дистилляторе от 400 до 800 мм вод. ст., температуре хладагента от 19 до 24 °С, газосодержании в камере сбора конденсата дистиллятора 0,2-0,7 и при числе оборотов ротора дистиллятора 1200 об/мин. При анализе использовались соотношения диффузионно-конвективного тепло- и массообмена в парогазовом пограничном слое, основанные на расширенной аналогии между этими процессами. Показано, что при увеличении содержания неконденсирующегося газа в камере сбора конденсата дистиллятора, эффективность использования вводимой в цикл дистилляции энергии и производительность по конденсату снижаются. Результаты расчётного анализа совпали с экспериментальными данными и подтвердили правильность принятых в системе регенерации технических решений, направленных на минимизацию содержания неконденсирующихся газов.

### **Ключевые слова**

дистилляция; система регенерации воды из урины; теплообмен; неконденсирующиеся газы.

Реализация перспективных орбитальных и межпланетных полётов связана с совершенствованием систем жизнеобеспечения (СЖО) экипажа. Одной из важнейших составляющих СЖО являются системы водообеспечения [1,2]. Основными источниками получения регенерированной воды на космической станции являются конденсат атмосферной влаги (1,5 литра на космонавта в сутки) и урина. Из консервированной урины со смывной водой (1,3 л+0,3 л) можно извлечь до 1,5 литров воды на космонавта в сутки. Впервые регенерация воды из урины была осуществлена на советской орбитальной космической станции «Мир» [3]. Для длительных полетов перспективных космических станций, в частности для нового модуля Международной космической станции предлагается модернизированная система СРВ-УМ, отличающаяся подсистемой дистилляции [4,5].

Дистилляция является основным методом регенерации воды из урины для космических станций (КС), при котором достигается высокая степень извлечения воды и чистота конденсата. Урина является нестабильным, термолабильным раствором, подверженным разложению с выделением газов и выпадением осадка. Поэтому дистилляции подвергается урина с консервантом, который препятствует размножению бактерий и содержит компоненты, способствующие связыванию продуктов распада нестабильных веществ, при этом процесс осуществляется при пониженных давлениях (0,035-0,1 кг/см<sup>2</sup>) и температуре ниже 55°С.

Минимизация массы, объёма и энергопотребления системы достигается применением высокоинтенсивных процессов испарения, конденсации, разделения фаз и технических решений, позволяющих в условиях невесомости на борту КС реализовать наиболее эффективные схемы дистилляции с минимальными удельными затратами энергии на единицу полученного конденсата и различными способами рекуперации тепловой энергии.

В ОАО «НИИхиммаш» исследованы схемы, сочетающие многоступенчатую дистилляцию с тепловыми насосами – парокompрессионным и термоэлектрическим. Разработаны и испытаны малогабаритные центробежные трёх- и пятиступенчатые дистилляторы, способные работать с нагревателем, паровым компрессором и термоэлектрической батареей [4,5,6].

Дистиллятор (см. рисунок 1) осуществляет многостадийную вакуумную дистилляцию, циркуляцию урины и конденсата с рекуперацией тепла конденсации пара.

Циркуляция и подпитка жидкостью осуществляются встроенными черпаковыми насосами, уровень жидкости поддерживается автоматом и контролируется датчиками давления.

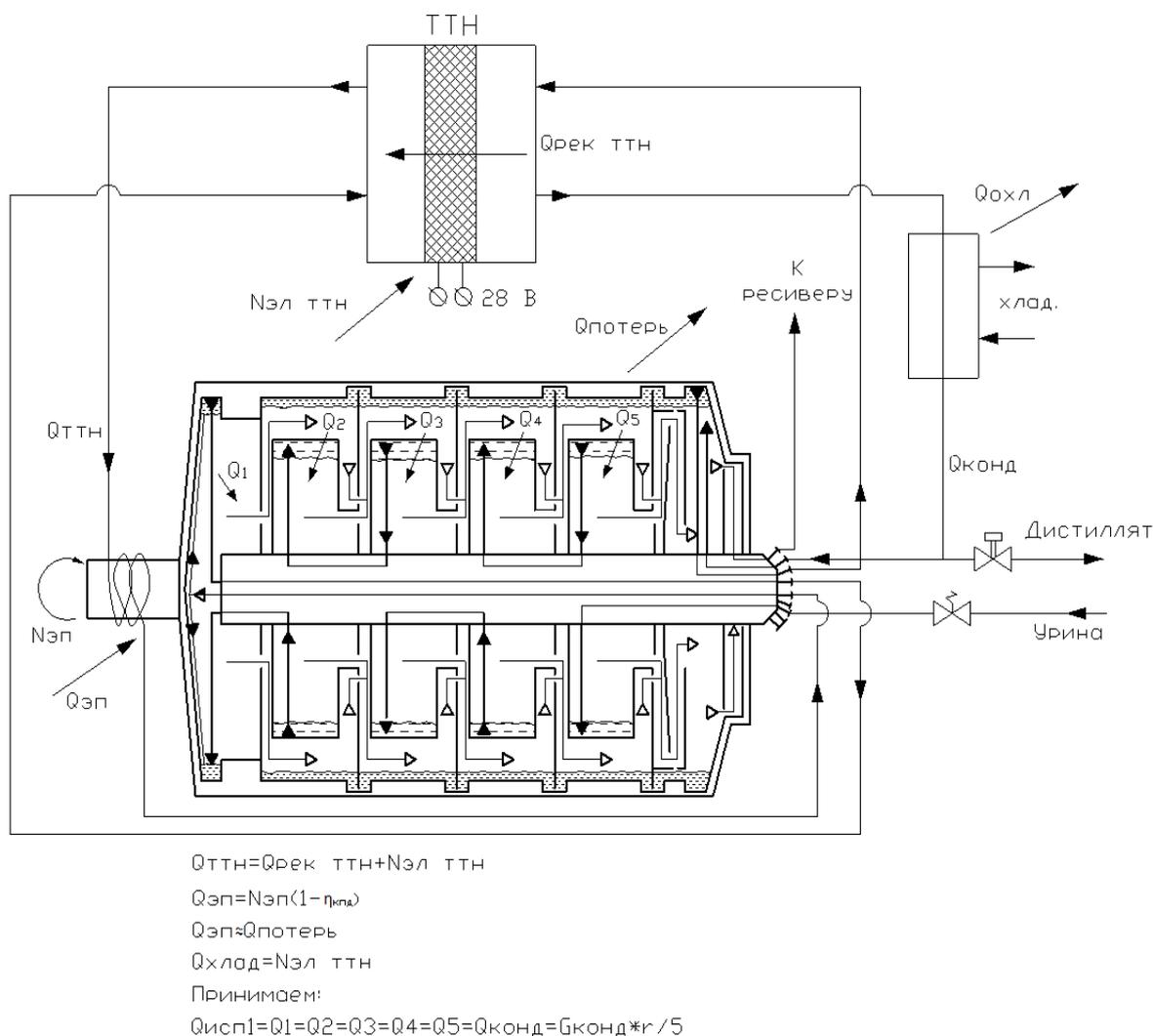


Рисунок 1 – Принципиальная схема многоступенчатой дистилляции с тепловым насосом.

Электронергия подаётся на термоэлектрический тепловой насос (ТТН) и на электропривод дистиллятора. Отвод энергии происходит в охлаждаемом внешним хладагентом теплообменнике и за счёт тепловых потерь. В ТТН за счёт эффекта Пельтье осуществляется внутренний перенос тепловой энергии от конденсата к урине.

Испарение и конденсация осуществляются на тонкостенных вращающихся поверхностях, при этом теплота конденсации используется для испарения жидкости на другой стороне поверхности вращения. Разность температур обеспечивается снижением давления от ступени к ступени. Собственно тепломассообмен происходит в четырёх ступенях. Первая ступень служит для отделения пара при вскипании циркулирующей

жидкости, перегретой за счёт тепла, полученного из внешнего источника (ТТН), организации циркуляции и накопления остатка. Пар 1-й ступени дистиллятора, используется в качестве вторичного для испарения во 2-й ступени, пар из 2-й – в 3-й и так далее. Пар из последней ступени конденсируется в конденсаторе камеры сбора конденсата на поверхности циркулирующего конденсата и на охлаждаемых поверхностях, а также, дополнительно, на поверхности циркулирующего конденсата в самой камере. Теоретически в пятиступенчатом аппарате количество получаемого конденсата в 5 раз больше (на практике максимально в 4,5 раза больше), чем в одноступенчатом аппарате при тех же затратах энергии. В термоэлектрическом тепловом насосе ТТН с отопительным коэффициентом примерно 2,5, установленном на контурах циркуляции урины и конденсата, происходит дополнительная рекуперация тепла конденсации для нагрева урины. Таким образом, удельные затраты тепла (с учётом тепловых потерь) на получение 1 кг конденсата уменьшаются в 8-10 раз.

При прочих равных условиях удельные затраты электрической энергии тем меньше, чем меньше разность температур между горячим контуром урины и контуром конденсата (увеличивается отопительный коэффициент термоэлектрического теплового насоса и снижаются тепловые потери) и чем больше производительность по конденсату (снижается доля удельного расхода энергии двигателя). В свою очередь разность температур определяется, в основном, начальным вакуумированием системы, количеством выделяемых уриной неконденсируемых газов, натеканием, тепломассообменом в парогазовом пограничном слое со стороны испарения и конденсации, теплопередачей через стенку теплообменного устройства и температурной депрессией, определяемой ростом концентрации солей в урине при выпаривании воды. При больших содержаниях газа разность температур может быть весьма значительной.

Анализ влияния неконденсирующихся газов на процесс дистилляции проведен по результатам испытаний различных дистилляторов на экспериментальных стендах [5,6] и при испытаниях макета системы.

Испытания макета системы проводились в двух вариантах комплектации: с термоэлектрическим тепловым насосом (ТТН) и с блоком электронагревателя (БЭН), на воде при остаточном давлении в схеме от 400 до 800 мм вод. ст., температуре хладагента от 14 до 25 С и при скорости вращения ротора дистиллятора 1200 об/мин. По сравнению с ТТН, где происходит рекуперация теплоты конденсации для испарения, и количество тепла, поступающего на испарение, зависит от разности температур на термобатарее (см.

рисунок 1), БЭН укомплектован обычным электронагревателем с постоянным (за исключением тепловых потерь) количеством вводимого тепла в контур циркулирующей урины. Снимались показания:

- давления в камере сбора конденсата и полости испарения 5й ступени (датчиками абсолютного давления МИДА-ДА-13П);

- температуры воды и конденсата на входе и выходе из дистиллятора (датчики ТСП 0311-03);

- производительности по конденсату (по весу);

- энергопотребления (источник питания постоянного тока Mastech HY3020).

Далее в расчётах использовались измерения температур, которые являются более точными по сравнению с показаниями датчиков давления.

Анализировались:

- влияние газов на интенсивность тепломассообмена при конденсации пара в ступенях испарения – конденсации дистиллятора;

- влияние газов на интенсивность тепломассообмена при конденсации пара в камере сбора конденсата;

- влияние на производительность дистиллятора газосодержания в камере сбора конденсата.

### **Влияние газов на интенсивность тепломассообмена при конденсации пара в ступенях испарения – конденсации.**

Расчётные количества газов, выделяющихся из поступающих в дистиллятор воды и консервированной урины, соответственно: 0,024 г/л (в соответствии с растворимостью) и 0,095 г/л (зависит от эффективности консервации, определяется экспериментально). Поскольку газ, который может остаться в ступенях перед началом работы дистиллятора, полностью выдувается паром, максимальные газосодержания пара, определённые как

$$k_r = \frac{G_r}{G_{\text{п}}} \quad (1),$$

где  $k_r$  - коэффициент газосодержания;

$G_{\text{г}}$  - массовое содержание газа, кг;

$G_{\text{п}}$  - массовое содержание пара, кг.

на выходе из полости испарения в конденсатор камеры сбора конденсата, составляют, соответственно,  $2,4 \cdot 10^{-5} \cdot n = 1,2 \cdot 10^{-4}$  кг/л и  $0,95 \cdot 10^{-4} \cdot n = 4,75 \cdot 10^{-4}$  кг/л, где  $n$  – количество ступеней дистиллятора (в нашем случае 5 ступеней).

При столь незначительном газосодержании, давления в полостях испарения ступеней равны давлениям водяного пара в них, а температуры – равны температурам насыщения при соответствующих давлениях.

Полости ступеней испарения работают в режиме идеального вытеснения, чего не скажешь о полостях конденсации. Содержание пара на выходе из полостей конденсации ступеней определяется величинами продувки. Количество пара (газа), перетекающего через продувочные отверстия:

$$G_{\text{прод.ст}} = \frac{\mu \cdot \Psi \cdot f \cdot P_{\text{ВХОД}}}{\sqrt{R \cdot T_{\text{ВХОД}}}} \quad (2),$$

$$\text{где } \Psi = \sqrt{\frac{2gK}{K-1} \left( \frac{P_{\text{ВЫХ}}}{P_{\text{ВХОД}}} \right)^{\frac{2}{K}} \left[ 1 - \left( \frac{P_{\text{ВЫХ}}}{P_{\text{ВХОД}}} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right]};$$

$\mu = 0,8$  - коэффициент истечения;

$f$  – площадь сечения продувочных отверстий (конструктивный параметр дистиллятора)

$P_{\text{вход}}$  - давление на входе в отверстие, мм вод. ст.;

$T_{\text{ВХОД}}$  - температура на входе в отверстие, °С;

$R$  - газовая постоянная, Дж/моль · К;

$G_{\text{прод.ст}}$  - количество пара, перетекающего через продувочные отверстия, кг;

$P_{\text{ВЫХ}}$  - давление на выходе из отверстия, мм вод. ст.;

$K$  – показатель адиабаты;

$g$  - ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

Для исследованных дистилляторов коэффициенты продувки составили:

- при работе на воде – 2%;

- при дистилляции урины - 4÷5%.

Газосодержание пара в продувке при работе на воде и урине, определённые как

$$k_{\Gamma} = \frac{G_{\text{П.прод.ст}}}{G_{\text{П.ст}} \cdot k_{\text{прод}}} \quad (3),$$

где  $k_{\text{прод}}$  - коэффициент продувки;

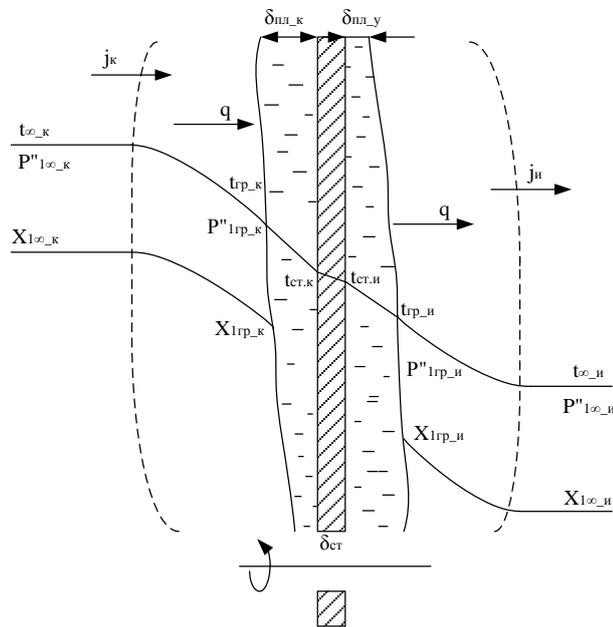
$G_{\text{П.прод.ст}}$  - массовое содержание пара на ступени в продувке, кг;

$G_{П.ст}$  - массовое содержание пара на ступени, кг;

составили  $6 \cdot 10^{-3}$  кг/л и  $1,37 \cdot 10^{-2} \div 1,1 \cdot 10^{-2}$  кг/л, а средние газосодержания в полостях конденсации ступеней  $3 \cdot 10^{-3}$  кг/л и от  $7,12 \cdot 10^{-3}$  кг/л до  $5,7 \cdot 10^{-3}$  кг/л, соответственно.

Для известной конфигурации теплообменных поверхностей ступеней дистиллятора, площадей и расположения продувочных отверстий, скорости вращения ротора производительность определяется расчётом по температурам пара в полостях испарения первой и последней ступеней.

Расчётная схема тепло- и массообмена при конденсации и испарении в ступенях представлена на рисунке 2.



$\delta_{ст}$  – толщина стенки;  $\delta_{пл\_к}$  – толщина пленки конденсата ;  $\delta_{пл\_у}$  – толщина пленки урины ;  $q$  – поток тепла ;  $j_k$  - массовый поток пара со стороны конденсации;  $j_i$  - массовый поток пара со стороны испарения;  $X_{1\infty\_к}$  – доля пара в потоке со стороны конденсации;  $X_{1\infty\_и}$  – доля пара в потоке со стороны испарения;  $X_{1гр\_к}$  – доля пара на границе пленки со стороны конденсации;  $X_{1гр\_и}$  – доля пара на границе пленки со стороны испарения;  $P''_{1\infty\_к}$  – парциальное давление пара в потоке со стороны конденсации;  $P''_{1гр\_к}$  – парциальное давление пара на границе пленки со стороны конденсации;  $P''_{1\infty\_и}$  – парциальное давление пара в потоке со стороны испарения;  $P''_{1гр\_и}$  – парциальное давление пара на границе пленки со стороны испарения;  $t_{\infty\_к}$  – температура в потоке со стороны конденсации;  $t_{гр\_к}$  – температура на границе пленки со стороны конденсации;  $t_{\infty\_и}$  – температура в потоке со стороны испарения;  $t_{гр\_и}$  – температура на границе пленки со стороны испарения;  $t_{ст\_к}$  – температура стенки со стороны конденсации;  $t_{ст\_и}$  – температура стенки со стороны испарения.

Рисунок 2 – Расчётная схема тепло- и массообмена при конденсации и испарении в ступенях.

В общем виде выражение для среднего коэффициента теплопередачи участка ступени (с учётом конвективной тепло-и массоотдачи парогазовой смеси):

$$\bar{K}_i = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{пков}} + \frac{1}{\alpha_{ков.масс.}} + \frac{1}{\alpha_{ки}} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_{иi}}} \quad (4),$$

где  $\bar{\alpha}_{конв.масс.}$  и  $\bar{\alpha}_{п.конв.}$  -коэффициенты конвективной теплоотдачи и массоотдачи пара к плёнке конденсата;

$\bar{\alpha}_{ки}$  и  $\bar{\alpha}_{ии}$  - коэффициент теплоотдачи со стороны конденсации и испарения, соответственно, Вт/м<sup>2</sup> · К;

$\delta_{ст}$  - толщина стенки, м;

$\lambda_{ст}$  - теплопроводность стенки, Вт/м · К.

Для определения этих коэффициентов теплоотдачи используем результаты теоретических и экспериментальных исследований тепло – и массообмена и аналогии между тепло- и массообменом для конвективной диффузии в парогазовом пограничном слое при конденсации смесей паров и парогазовых смесей [7,8].

В соответствии с расширенной аналогией между тепло – и массообменом, для конвективной диффузии в парогазовом пограничном слое справедливы следующие соотношения:

$$Nu = Nu_0 \cdot f(Bx) \quad (5),$$

$$Nu_{D.0} = Nu_0 \cdot \left( \frac{Pr_D}{Pr} \right)^m \quad (6),$$

$$Nu_D(1 - x_{пар.гр}) = Nu_{D.0} \cdot f(Bx) \quad (7),$$

$$f(B_x) = \left( \frac{\sqrt{1 + B_x} - 1}{0,5 \cdot B_x} \right)^2 \quad (8),$$

$$B_x = \frac{x_{пар.гр} - x_{пар.∞}}{1 - x_{пар.гр}} \quad (9),$$

где  $Nu_D$  – диффузионное число Нуссельта;

$x_{пар.гр}$ ;  $x_{пар.∞}$  – содержание пара на границе и в потоке;

$Nu_0$  – число Нуссельта для теплообмена;

$Pr_D$  – диффузионное число Прандтля;

$Pr$  – число Прандтля;

$m$  - показатель степени, 0,33;

$f(B_x)$  – относительный коэффициент массообмена;

$\hat{A}x$  – фактор массоотдачи.

Из зависимости (5) выражение для коэффициента конвективной теплоотдачи пара к поверхности плёнки конденсата (без учёта возможного влияния возмущений межфазной границы):

$$\alpha_{п.конв.} = \frac{Nu_0 \cdot \lambda''}{l} f(B_x) \quad (10),$$

где  $\lambda''$  - теплопроводность, Вт/м·К;

$l$  - линейный размер, м.

Из зависимости (7) выражение для коэффициента массоотдачи, отнесённого к разности относительных объёмных концентраций:

$$\beta_x = \frac{D \cdot f(B_x)}{l \cdot (1 - x_{нар.зр.})} Nu_{D,0} \quad (11),$$

где  $\beta_x$  - коэффициент массоотдачи, м/ч;

$D$  - коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с,

а для коэффициента теплоотдачи при массопереносе (также без учёта возможного влияния возмущений межфазной границы):

$$\alpha_{конв.масс.} = \frac{D \cdot f(B_x)}{l \cdot (1 - x_{нар.зр.})} Nu_{D,0} \cdot \frac{\rho_n (x_{нар.∞} - x_{нар.зр.}) \cdot r}{t_{нар.∞} - t_{нар.зр.}} \quad (12),$$

где  $\rho_n$  - плотность пара, кг/м<sup>3</sup>;

$r$  - удельная теплота парообразования, Дж/кг;

$t_{нар.гр}$  - температура пара на границе конденсации, °С;

$t_{нар.∞}$  - температура пара в потоке, °С.

Подставляя (10) и (12) в уравнение (4) окончательно имеем:

$$\bar{K}_i = \frac{1}{\frac{1}{\frac{Nu_0 \cdot f(B_x)}{l} \left( \lambda'' + \frac{D \cdot \rho_n \cdot r}{t_{нар.∞} - t_{нар.гр.}} \cdot \frac{x_{нар.∞} - x_{нар.зр.}}{1 - x_{нар.зр.}} \right)} + \frac{1}{\bar{\alpha}_{ki}} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\bar{\alpha}_{ui}}} \quad (13).$$

Таким образом, для расчёта  $K_i$  используем значения  $Nu_0$  для теплообмена без массопереноса, полученные в аналогичной гидродинамической обстановке.

В расчётах теплообмена на участках от среды к вращающемуся диску для определения  $Nu_0$  используем уравнение теплоотдачи для ламинарного потока при  $0,7 \leq Pr \leq 5$  и  $Re \leq 2,5 \cdot 10^5$  [9]:

$$\bar{Nu} = (0,277 + 0,105Pr) \cdot Re^{0,5} \quad (14),$$

Re – критерий Рейнольдса.

Для расчёта теплообмена на участке к цилиндру, вращающемуся вокруг своей оси, используем уравнение теплоотдачи:

$$\bar{Nu} = 0,051 \cdot Pr^{0,35} \cdot Re^{0,76} \quad (15).$$

Для расчёта теплообмена в плёнках конденсата и испаряющейся жидкости на вращающихся поверхностях следует использовать уравнения, приведенные в литературе, в частности в работах В.Г. Риферта (Киевский Политехнический Институт) с соавторами.

В связи с малой величиной составляющей конвективного теплообмена в парогазовом пограничном слое в соотношении можно пренебречь.

Проведенные ранее расчётно-экспериментальные исследования эффективности теплообмена (с определением значений коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи в ступенях трёхступенчатых дистилляторов) подтвердили высокие интенсивности процессов. При работе на воде и урине расчётные коэффициенты теплопередачи (пар–стенка) на стороне конденсации составили порядка 63000÷66000 ккал/м<sup>2</sup>·час·град (коэффициент теплоотдачи от парогазовой смеси к плёнке конденсата – 194000÷170000 ккал/м<sup>2</sup>·час·град). Коэффициенты теплопередачи (пар–стенка) со стороны испарения оказались ниже – 14000÷16000 ккал/м<sup>2</sup>·час·град.

Влияние газов в ступенях испарения – конденсации в реальном диапазоне газовыделений практически не проявляется. Поэтому работа пакета ступеней испарения – конденсации, при прочих равных условиях, определяется количеством и температурой пара, образующегося при вскипании жидкости поступающей из циркуляционного контура.

С достаточной для сравнительного анализа точностью, температура пара на выходе из полости испарения последней ступени дистиллятора рассчитывается по опытной температуре пара первой ступени, с использованием определённого ранее экспериментально значения среднего коэффициента теплопередачи в ступенях -  $\bar{k}_{ст} = 5000$  ккал/м<sup>2</sup>·град·час.

**Влияние газов на интенсивность тепломассообмена при конденсации пара в камере сбора конденсата.**

Расчётная оценка сопротивлений при протоке пара на участках входного конденсатора камеры сбора конденсата показывает, что оно очень мало и его можно не учитывать. Поэтому давление в камере сбора конденсата принимается равным расчётному давлению в полости испарения последней ступени.

Расчёт тепломассообмена в камере сбора конденсата проводился в следующей последовательности.

Первоначально определялось число Нуссельта для конвективного теплообмена  $Nu_0$  от парогазовой среды к плёнке жидкости, в нашем случае по уравнению (14).

Далее определялись:

- диффузионное число Нуссельта  $Nu_D$  по уравнениям (6) и (7);
- коэффициент массообмена  $\beta$  по уравнению (11);
- поток массы  $j$  ( $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ ) по уравнению  $j = \beta_x \cdot \rho_n (x_{\text{пар}\infty} - x_{\text{паргр}})$ .

В камере сбора конденсата значение  $t_{\text{пар.гр}}$  известно из измерений, значением  $t_{\text{пар.}\infty}$  задавались с уточнением при последующих итерациях. По расчётным  $t_{\text{пар.}\infty}$  и  $P$  определялось газосодержание.

Расчёты показывают, что тепломассообмен в камере организован с большим запасом (см рисунок 3) – поверхность конденсации используется не более, чем на 40%.

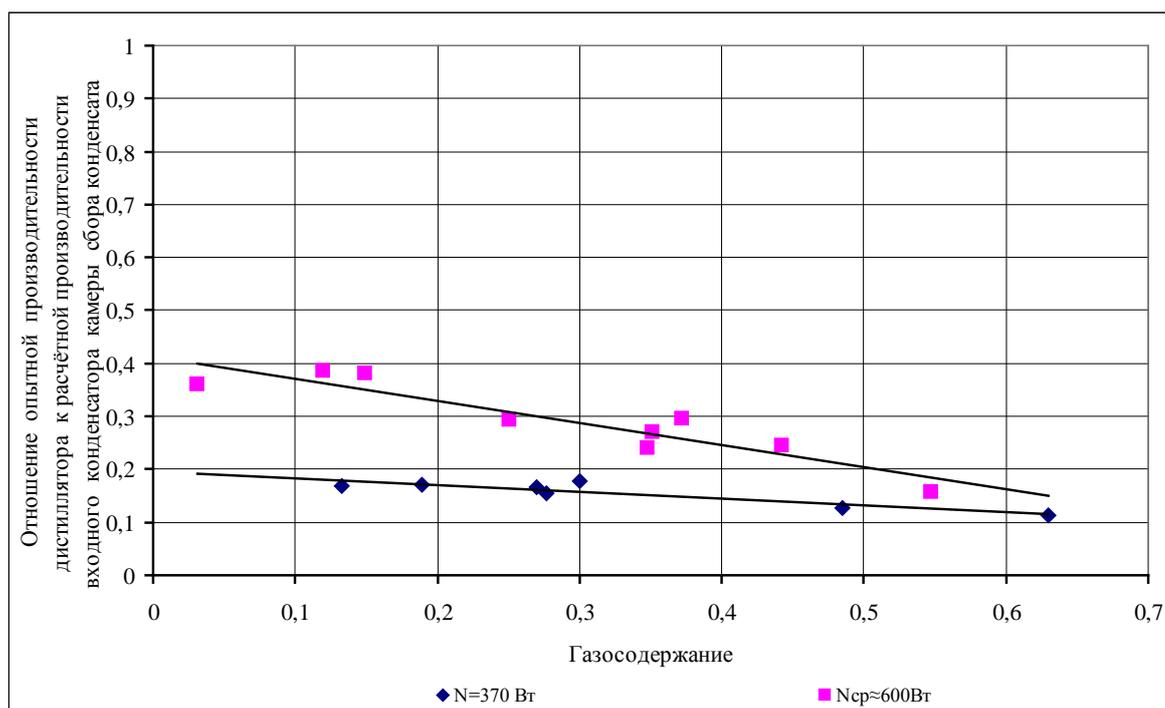


Рисунок 3 – Сравнение опытной производительности дистиллятора и расчётной потенциальной производительности входного конденсатора при газосодержании на выходе в камеру сбора конденсата, соответствующем средней температуре конденсата (Работа с ТТН,  $N_{cp} \approx 600 \text{ Вт}$ , и БЭН,  $N = 370 \text{ Вт}$ ).

Практически весь пар конденсируется в щелях входного дискового конденсатора. Скорости потока во входном дисковом конденсаторе от 8 м/с на входе до 0,3 м/с на выходе, режим работы конденсатора близок к режиму идеального вытеснения с газосодержанием

пара на выходе порядка 5%. Вклад конденсатора в суммарный перепад температур не превышает  $2\div 3^\circ\text{C}$ .

Таким образом, влияние содержания газа в паре, во входном конденсаторе камеры сбора конденсата собственно на интенсивность теплообмена и потоки тепла и массы незначительно. Однако общее содержание газа в камере сбора конденсата является одним из основных факторов, определяющих его производительность.

### **Влияние на производительность дистиллятора газосодержания в камере сбора конденсата.**

Количество неконденсирующихся газов в камере сбора конденсата определяется количеством газа в дистилляторе перед включением режима дистилляции и накапливаемым при выделении из жидкости, и при натекании.

Рассмотрим влияние газа, накапливающегося в системе в циклическом режиме работы с ресивером.

Давление в ресивере и полости сбора конденсата дистиллятора может быть определено по уравнению:

$$P = P_{нач.} + \frac{(k_2 \bar{G} + k_{натек}) \tau \cdot R_2 T_{рес}}{V_{сист.}} \quad (16),$$

где  $P$  - давление в ресивере, мм вод. ст.;

$P_{нач.}$  - начальное давление в системе, мм вод. ст.;

$k_2$  - коэффициент газовыделения, г/л жидк.;

$\bar{G}$  - средняя производительность дистиллятора, кг/ч;

$k_{натек}$  - коэффициент натекания, г/ч;

$\tau$  - время, ч;

$T_{рес}$  - температура в ресивере,  $^\circ\text{C}$ ;

$V_{сист.}$  - объем системы,  $\text{м}^3$ ;

Тогда, темп роста давления в системе от выделения газа и от натекания воздуха в систему:

$$\frac{dP}{d\tau} = \frac{(k_2 \bar{G} + k_{натек}) R_2 T_{рес}}{V_{сист.}} \quad (17).$$

Зависимость температуры насыщения водяного пара от давления в мм вод. ст. (в диапазоне  $P=230\div 1570$  мм вод. ст.;  $P=20\div 55^\circ\text{C}$ ):

$$t = 18.244 \cdot \ln(P) - 80.052 \quad (18).$$

Тогда темп роста средней температуры процесса (без учёта температурной депрессии при выпаривании урины):

$$\left( \frac{d\bar{t}}{d\tau} \right)_p = 18.244 \frac{(k_z \bar{G} + k_{натек}) R_z T_{pec}}{P_{сист} V_{сист}} \quad (19),$$

где  $P_{сист.}$  - давление в системе, мм вод. ст.;

Мощность, необходимая на повышение температуры процесса (разогрев аппарата) при повышении давления:

$$N_p = (mc)_{i.дист.} \cdot 18.2 \frac{(k_z \bar{G} + k_{натек}) R_z T_{pec}}{P_{сист} V_{сист}} \quad (20),$$

где  $m$  - масса дистиллятора, кг;

$c$  - удельная теплоемкость, Дж/кг · К,

а суммарные, затраты мощности при повышении температуры процесса:

$$\sum N_p = (mc)_{i.дист.} \cdot 18.2 \frac{(k_z \bar{G} + k_{натек}) R_z T_{pec}}{P_{сист} V_{сист}} + KF(\bar{t} - t_c) \quad (21),$$

где  $K$  - коэффициент теплопередачи;

$F$  - площадь поверхности теплообмена;

$\bar{t}$  - средняя температура аппарата, °С;

$t_c$  - температура среды, °С.

Результаты расчётно-экспериментального анализа приведены на рисунках 4, 5, 6, 7 и 8.

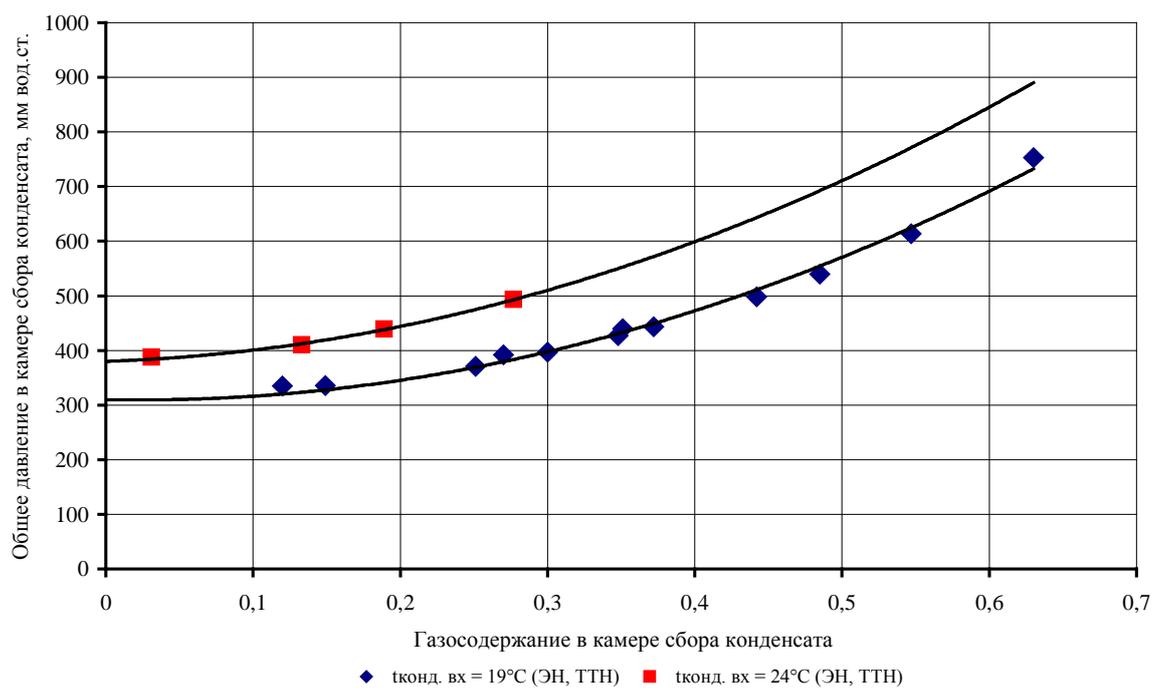


Рисунок 4 – Зависимость давления в системе от газосодержания в камере сбора конденсата.

Из рисунка видно, что значения давлений при газосодержаниях близких к нулю (это имеет место при вакуумировании системы) соответствуют давлениям насыщения при температурах жидкости.

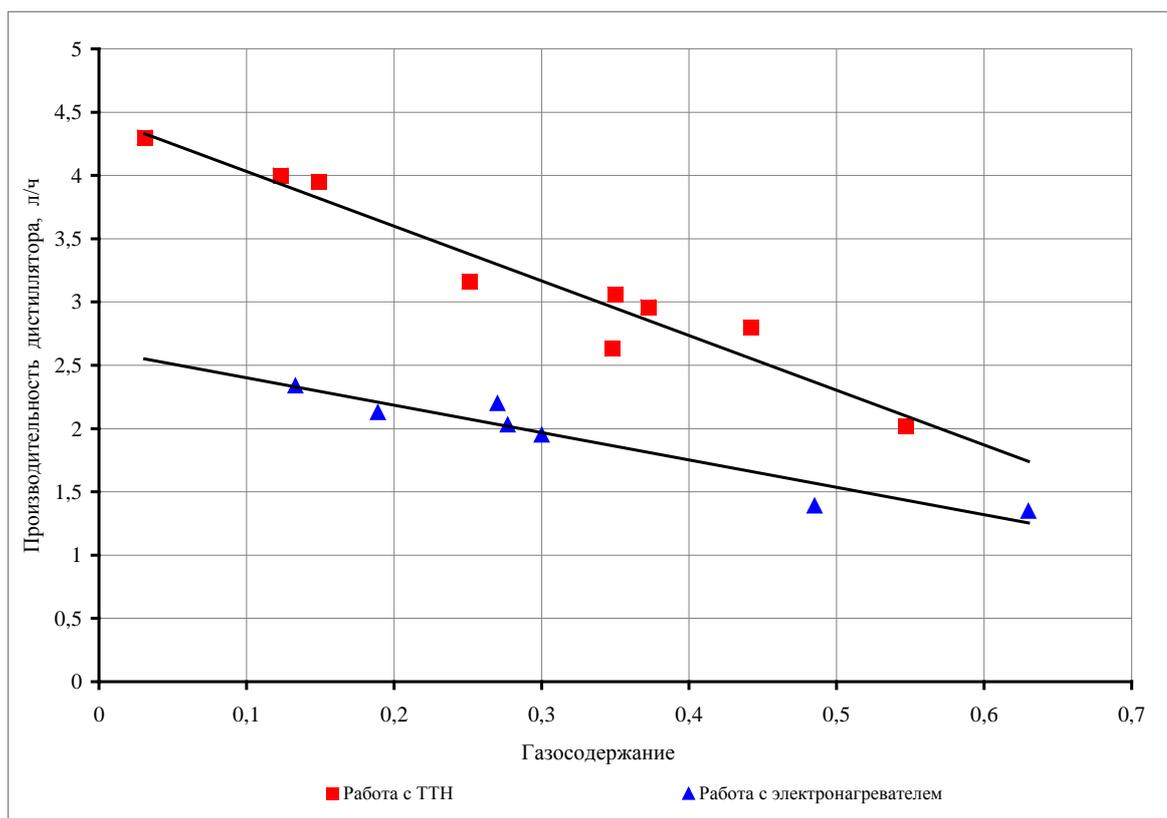


Рисунок 5 – Зависимость опытной производительности дистиллятора от газосодержания в камере сбора конденсата.

Расслоение кривых на рисунке объясняется различным подводимым теплом в первой ступени.

В процессе увеличения содержания газа в камере, увеличивается общее давление и, соответственно, температура в ступенях дистиллятора и горячем циркуляционном контуре. Увеличивается мощность на разогрев системы и тепловые потери. Этим объясняется уменьшение производительности при работе с электронагревателем. При работе с ТТН с увеличением разности средних температур в контурах уменьшается отопительный коэффициент ТТН, и происходит более резкое падение производительности.

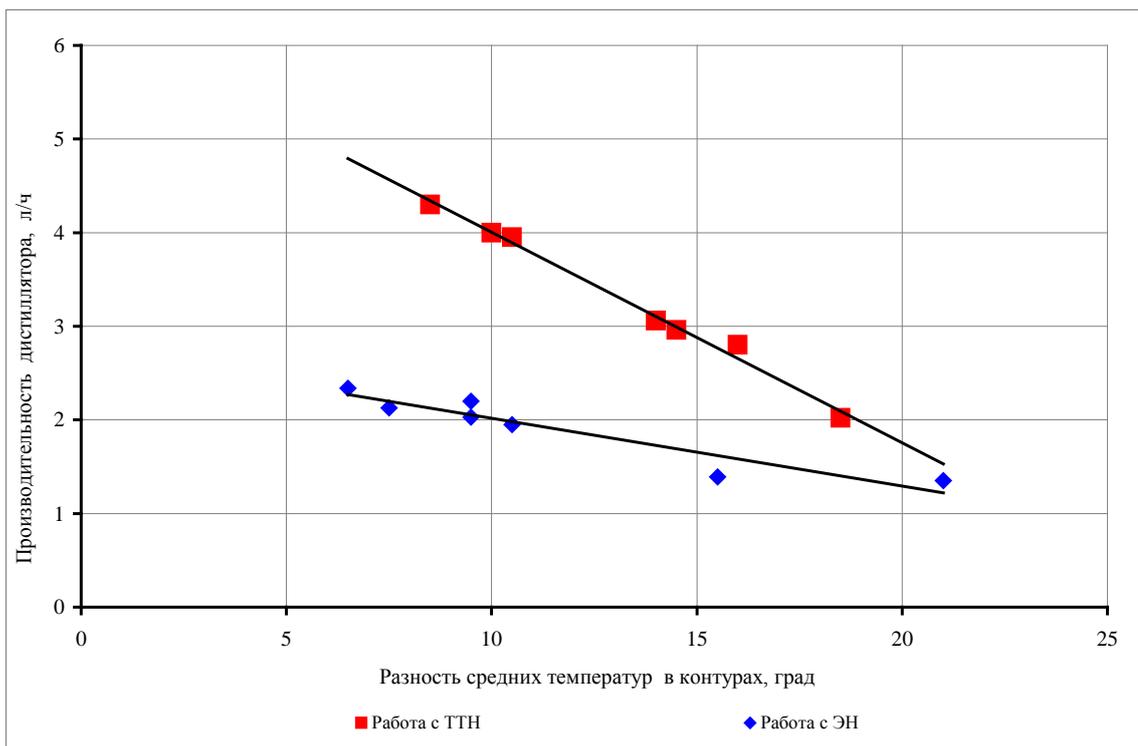


Рисунок 6 – Зависимость опытной производительности дистиллятора от опытной разности средних температур в циркуляционных контурах.

Как видно из зависимости чем выше разность температур, тем ниже производительность дистиллятора.

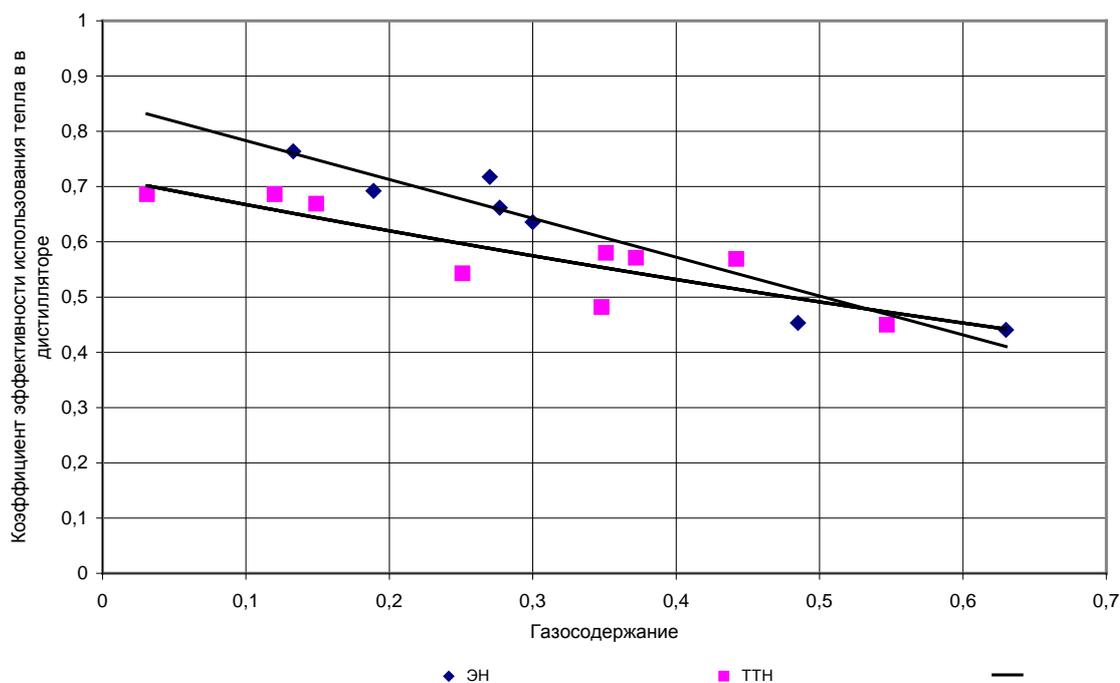


Рисунок 7 – Зависимость эффективности использования тепла в дистилляторе  $K_{эфф} = G_k / G_{вх}$  от газосодержания в камере сбора конденсата.

Как видно из рисунка 7, чем выше содержание газа, тем ниже эффективность использования тепла.

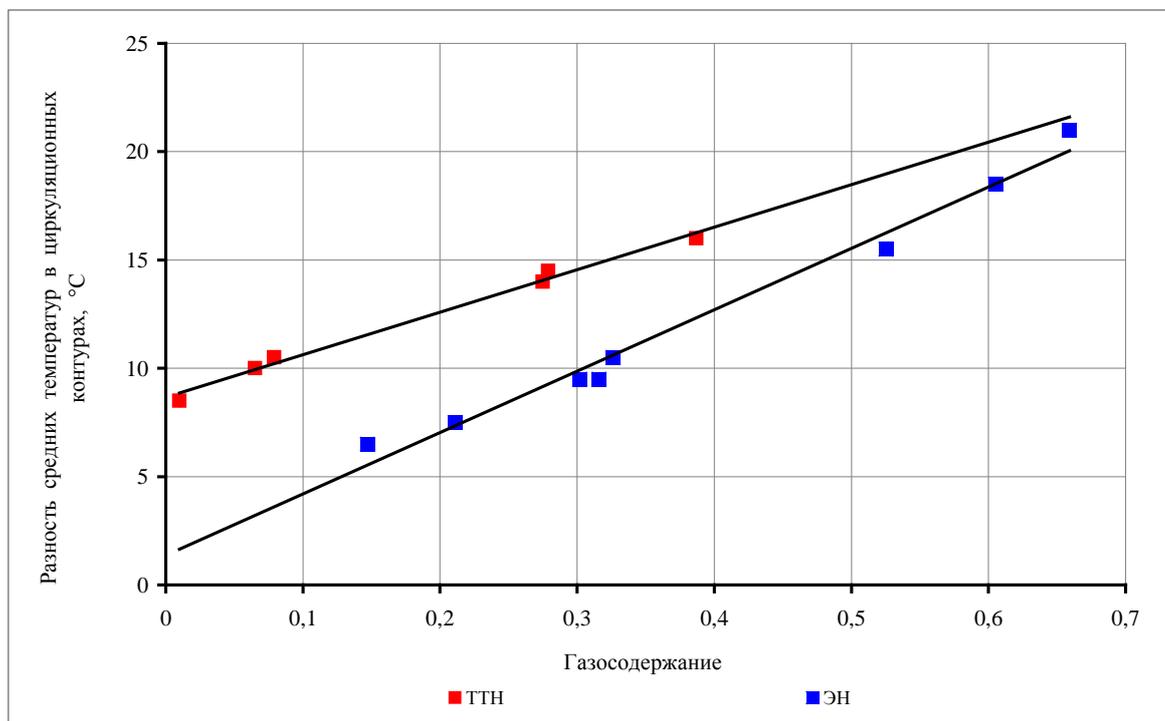


Рисунок 8 – Зависимости опытной разности средних температур в циркуляционных контурах от расчётного газосодержания в камере сбора конденсата.

Как видно из рисунка 8, имеется чёткая корреляция между опытными данными по разности средних температур в контурах и газосодержанием в камере сбора конденсата.

Эффективность системы с БЭН и ТТН в зависимости от газосодержания в дистилляторе приведены на рисунке 9.

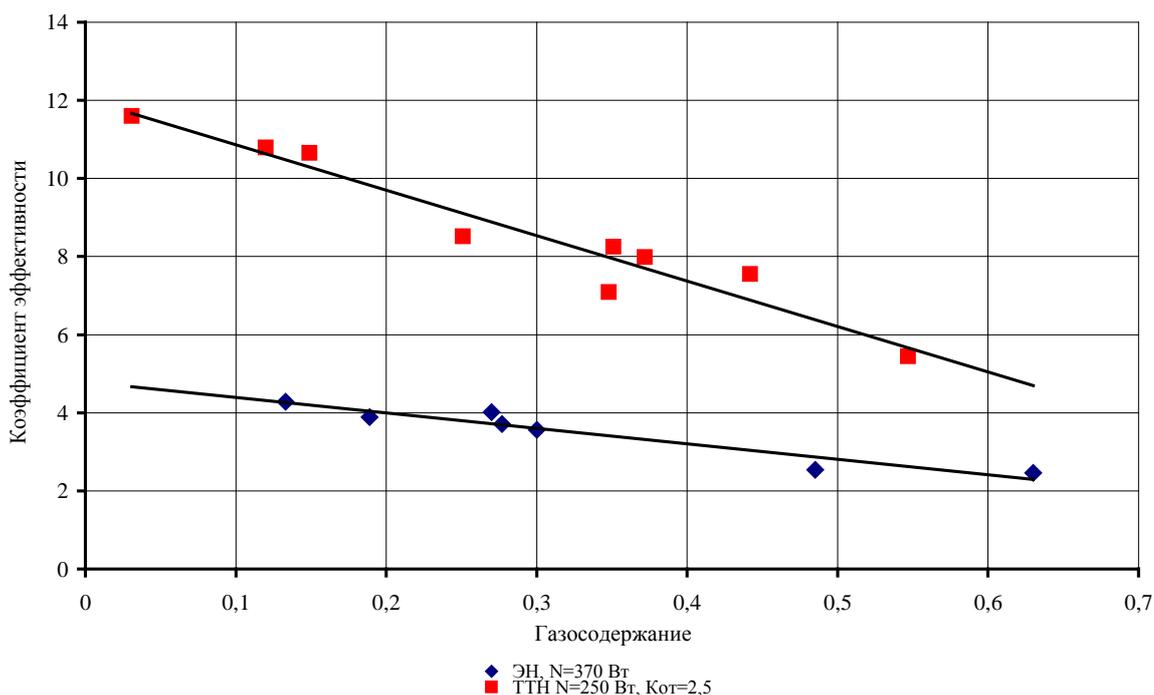


Рисунок 9 – Зависимости опытных коэффициентов эффективности  $K_{эф} = G_{оп}/G_N$  схем с ЭН и ТТН при работе на воде.

Коэффициент эффективности показывает во сколько раз уменьшились затраты энергии на собственно процесс дистилляции за счёт рекуперации тепла.

При дистилляции воды из урины дополнительное влияние на процесс окажет температурная депрессия и повышение газовыделения из жидкости. Температурная депрессия приведёт к повышению средней температуры процесса, уменьшению коэффициентов теплообмена в ступенях испарения – конденсации и увеличению доли энергии на разогрев системы и тепловые потери. Поэтому производительность системы уменьшится по сравнению с работой на воде. Однако все закономерности, выявленные в результате настоящего анализа, останутся в силе.

В целом, анализ подтверждает целесообразность увеличения глубины откачки перед проведением режима дистилляции и предотвращения накопления газа во время дистилляции.

### Заключение.

1. Рассмотрено влияние неконденсирующихся газов на процесс теплообмена в центробежном многоступенчатом вакуумном дистилляторе системы регенерации воды из урины.

2. В рабочем диапазоне газовыделений консервированной урины и производительности системы влияние газовыделения на собственно теплообмен в

ступенях испарения – конденсации и в конденсаторе камеры сбора конденсата незначительно, процессы тепломассообмена отличаются большой интенсивностью и эффективностью

3. Определяющее влияние на производительность при работе на воде оказывает начальное содержание газов в камере сбора конденсата и его увеличение в процессе дистилляции.

4. При увеличении содержания газа температурный уровень процесса повышается, разность температур между испаряемой уриной и конденсатом увеличивается и производительность дистиллятора по конденсату снижается.

5. Апробирована методика расчёта сопротивления тепло- и массопереносу в парогазовой фазе при конденсации пара на вращающемся диске в камере сбора конденсата, которая может быть использована для расчётов процесса дистилляции в ЦМВД.

6. Уменьшение производительности происходит из-за затрат энергии на разогрев, тепловые потери и уменьшения отопительного коэффициента.

### **Библиографический список**

1. Самсонов Н.М., Бобе Л.С., Гаврилов Л.И., Кочетков А.А., Курмазенко Э.А., Романов С.Ю., Железняков А.Г., Баранов В.М., Синяк Ю.Е. Регенерационные системы жизнеобеспечения экипажей космических станций // Известия РАН. Энергетика. 2009, с.61-68.

2. Бобе Л.С., Самсонов Н.М., Новиков В.М., Кочетков А.А., Солоухин В.А., Телегин А.А., Андрейчук П.О., Протасов Н.Н., Синяк Ю.Е. Перспективы развития систем регенерации воды обитаемых космических станций // Известия РАН. Энергетика. 2009, с.69-78.

3. Samsonov N.M., Bobe L.S., Novikov V.M. et al. Water reclamation from urine aboard the space station// Proc. 4<sup>th</sup> European Symposium on Space Environmental Control Systems. October 1991. Florence, Italy. ESA SP-324. Vol. 2. P. 629-631.

4. Bobe L.S., Rakov V.V., Rifert V.G. et al. Development and testing of a vacuum distillation subsystem for water reclamation from urine // Proc. 29<sup>th</sup> ICES., July 12-15, 1999. Denver, USA. SAE Technical paper series. № 1999-01-1993. 7 P.

5. Бобе Л.С., В.В. Раков В.В., Аракчеев Д.В., Канаев П.А.

Извлечение воды из урины методом вакуумной дистилляции с рекуперацией тепловой энергии. 9-ая международная конференция «Авиация и космонавтика-2010»: Тезисы докладов. – М.: Изд-во МАИ-ПРИНТ, 2010, с. 148-149.

6. Бобе Л.С., В.В. Раков В.В., Аракчеев Д.В., Канаев П.А.. Анализ эффективности процесса тепломассообмена в центробежном дистилляторе системы регенерации воды из урины. Космический форум 2011, посвящённый 50-летию полёта в космос Ю.А. Гагарина (18-21 октября 2011). М: ИМБП РАН, 2011. часть 2б стр.137-138.

7. Бобе Л.С., Малышев Д.Д., В.В. Раков В.В., Самсонов Н.М., Солоухин В.А. Тепло- и массообмен в парогазовой фазе при конденсации пара из смесей паров и парогазовых смесей.-В кн.:Тепло- и массоперенос. – Минск: Изд. АН БССР,1972. – Т. 2,ч.1, с.475-480.

8. Бобе Л.С. Технологические процессы систем регенерации воды. – М.: МАИ, 1991г, 68 стр.

9. Уонг Х. Основные формулы и данные по теплообмену для инженеров.- М.: Атомиздат, 1979 г., 212 стр.

#### **Сведения об авторах:**

БОБЕ Леонид Сергеевич, профессор Московского авиационного института (национального исследовательского университета), начальник лаборатории ОАО «НИИхиммаш», д.т.н., профессор, тел.: (495) 685-02-33;e-mail: L\_bobe@niichimmash.ru

РАКОВ Валентин Васильевич, ведущий научный сотрудник ОАО «НИИхиммаш», к.т.н., тел.: (495) 685-18-69;

КАНАЕВ Павел Александрович, инженер ОАО «НИИхиммаш», тел.: (495) 685-18-69.

АРАКЧЕЕВ Дмитрий Викторович-инженер ОАО "НИИхиммаш", тел.:(495) 685-18-69.