

УДК 621.6.036

**ОПРЕДЕЛЕНИЕ ИНТЕНСИВНОСТИ ТЕПЛООБМЕНА
В ПРОТОЧНЫХ ИСПАРИТЕЛЯХ ПРОПАН - БУТАНОВЫХ СМЕСЕЙ
С КИПЕНИЕМ ЖИДКОЙ ФАЗЫ ВНУТРИ ТРУБ**

Усачев А.П., Рулев А.В.

*Саратовский государственный технический университет имени Гагарина Ю.А.
e-mail: nautech@inbox.ru*

***Аннотация.** Приведены результаты исследований по определению интенсивности теплообмена в проточных испарителях пропан-бутановых смесей жидкой фазы сжиженного углеводородного газа (СУГ).*

Обоснован выбор параметров, позволяющих определять коэффициенты теплоотдачи от внутренней поверхности проточного трубного испарителя к кипящей пропан - бутановой смеси, учитывающих режим течения, степень сухости и содержание пропана в парожидкостной смеси пропана - бутана.

***Ключевые слова:** проточные испарители, сжиженный углеводородный газ, смеси пропана и бутана, кипение в трубах, жидкая и паровая фаза.*

Все более широкое распространение в практике автономного и резервного энергогазоснабжения промышленных потребителей находят проточные трубные испарители (ПТИ) сжиженного углеводородного газа (СУГ), с кипением жидкой фазы внутри трубных змеевиков, получающих тепловую энергию для регазификации от теплоносителей с высокой интенсивностью теплообмена [1,2,3].

Здесь, коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к наружной поверхности испарительного трубопровода α_n значительно превышает коэффициент теплоотдачи от его внутренней поверхности к кипящей пропан - бутановой смеси α ($\alpha_n \gg \alpha$). В этих условиях, величина α становится определяющей в суммарной величине коэффициента теплопередачи $k(\alpha)$. В связи с этим, существующие методики теплового расчета ПТИ СУГ [4], построенные на обратных предпосылках, когда $\alpha_n \ll \alpha$, становятся мало приемлемыми в силу искажения физической сущности процесса теплообмена при регазификации и, связанной с этим высокой погрешностью определения поверхности испарительной трубы.

Для решения этой задачи в работе [5] предложена математическая модель и методика теплового расчета проточных трубных регазификаторов пропан -

бутановых смесей, учитывающая изменение режимов течения СУГ, температурных условий и интенсивности теплообмена в процессе испарения.

Согласно математической модели [5], в процессе полной регазификации степень сухости X парожидкостной смеси изменяется от начальной до 1,0. Изменение степени сухости приводит к увеличению скорости парожидкостной смеси и обуславливает смены режимов течения, происходящих согласно [6,7], в следующей последовательности: расслоенный, волновой, кольцевой, туманообразный. В работе [5] отмечается, что коэффициенты теплоотдачи от внутренней поверхности ПТИ к кипящей пропан - бутановой смеси α следует определять в зависимости от изменения ее состава и режимов течения. Однако в известной литературе отсутствуют расчетные формулы для определения α , одновременно учитывающие изменение режимов течения и химического состава парожидкостной пропан - бутановой смеси.

Целью данной работы является выбор формул и параметров, позволяющих определять коэффициенты теплоотдачи от внутренней поверхности ПТИ к кипящей пропан - бутановой смеси α в зависимости от режимов течения и химического состава парожидкостной пропан - бутановой смеси.

Степень сухости для расслоенного, волнового, кольцевого и туманообразного режимов течения изменяется в следующих диапазонах: расслоенный - $X_{рас.гр} \geq X_{рас} \geq X_{рас.н}$; волновой - $X_{вол.гр} \geq X_{вол} \geq X_{вол.н}$, где $X_{вол.н} = X_{рас.гр}$; кольцевой - $X_{кол.гр} \geq X_{кол} \geq X_{кол.н}$, где $X_{кол.н} = X_{вол.гр}$; туманообразный - $X_{тум.гр} \geq X_{тум} \geq X_{тум.н}$, где $X_{тум.н} = X_{кол.гр}$.

Граничные значения степени сухости для каждого из указанных режимов течения определяются согласно рекомендациям работы [3]. Так степени сухости на границе между расслоенным и волновым, то есть $X_{рас.гр} = X_{вол.н}$, и на границе между волновым и кольцевым, то есть $X_{вол.гр} = X_{кол.н}$, определяются по диаграммам режимов течения, а степень сухости на границе между кольцевым и туманообразным, то есть $X_{кол.гр} = X_{тум.н}$, определяются по точке резкого изменения температур стенки испарительного трубопровода на указанной границе.

Сжиженный углеводородный газ, состоящий из пропан-бутановой смеси с мольным содержанием пропана в жидкой фазе $\psi^ж$, поступающей в ПТИ, полностью испаряется в интервале температур от $t_{г.н}$ до $t_{г.к}$. При этом для каждого из указанных режимов течения, температура кипения смеси изменяется в следующих диапазонах: расслоенный режим $t_{г.к.рас} \geq t_{г.рас} \geq t_{г.н.рас}$; волновой режим $t_{г.к.вол} \geq t_{г.вол} \geq t_{г.н.вол}$, где $t_{г.н.вол} = t_{г.к.рас}$; кольцевой режим $t_{г.к.кол} \geq t_{г.кол} \geq t_{г.н.кол}$, где $t_{г.н.кол} = t_{г.к.вол}$; туманообразный режим $t_{г.к.тум} \geq t_{г.тум} \geq t_{г.н.тум}$, где $t_{г.н.тум} = t_{г.к.кол}$.

Значения начальных и конечных температур кипения $t_{г.н}$ для расслоенного ($n=рас$), волнового ($n=вол$), кольцевого ($n=кол$) и туманообразного ($n=тум$) режимов течения, при предварительно определенных согласно [3] величинах степени сухости, на границах указанных режимов течения, могут быть определены по формуле [8]:

$$X_n = P_{см} \cdot \left(\frac{\psi}{D(t_{г.н})} + \frac{1-\psi}{E(t_{г.н})} \right); \quad (1)$$

$$D(t_{г.н}) = P_{см} - 10^{\frac{A_б - B_б}{C_б + t_{г.н}}}; \quad (2)$$

$$E(t_{г.н}) = P_{см} - 10^{\frac{A_{пр} - B_{пр}}{C_{пр} + t_{г.н}}}, \quad (3)$$

где $P_{см}$ – давление сжиженного газа в испарителе, Па;

ψ – содержание пропана в исходной смеси, мол.%;

$A_б, B_б, C_б$ – средневзвешенные коэффициенты для бутановой фракции (н-бутана и изобутана) в определенном диапазоне температур;

$A_{пр}, B_{пр}, C_{пр}$ – средневзвешенные коэффициенты, характерные для пропана в определенном диапазоне температур.

Значения коэффициентов A, B, C для пропана, н-бутана и изобутана приводятся в соответствующей литературе [3,8].

Изменение режимов течения и содержания пропана в жидкой $\psi^ж$ и паровой $\psi^п$ фазах парожидкостной смеси из пропана и бутана приводит к изменению величины коэффициента теплоотдачи от внутренней поверхности испарительной трубы к СУГ. При этом для каждого из указанных режимов течения, содержание пропана в жидкой $\psi^ж$ фазе, и коэффициент теплоотдачи α изменяются в следующих диапазонах: расслоенный режим $\psi^ж_{рас.гр} \leq \psi^ж_{рас} \leq \psi^ж_{рас.н}$; $\alpha_{рас.гр} \leq \alpha_{рас} \leq \alpha_{рас.н}$; волновой режим $\psi^ж_{вол.гр} \leq \psi^ж_{вол} \leq \psi^ж_{вол.н.}$, где $\psi^ж_{вол.н.} = \psi^ж_{рас.гр}$; $\alpha_{вол.гр} \geq \alpha_{вол} \geq \alpha_{рас.гр}$; кольцевой режим $\psi^ж_{кол.гр} \leq \psi^ж_{кол} \leq \psi^ж_{кол.н.}$, где $\psi^ж_{кол.н.} = \psi^ж_{вол.гр}$; $\alpha_{кол.гр} \geq \alpha_{кол} \geq \alpha_{вол.гр}$; туманообразный режим $\psi^ж_{тум.гр} \leq \psi^ж_{тум} \leq \psi^ж_{тум.н.}$, где $\psi^ж_{тум.н.} = \psi^ж_{кол.гр}$; $\alpha_{тум} = const$.

Рассмотрим определение *коэффициентов теплоотдачи* α для каждого режима течения отдельно.

При расслоенном режиме течения механизм теплообмена сходен с механизмом теплообмена при кипении жидкости в большом объеме [6, 7, 9]. Коэффициент теплоотдачи для смеси пропан-бутан при расслоенном режиме течения определяется с учетом влияния изменения степени сухости X , согласно [7], и состава парожидкостной смеси ψ , согласно [9]:

$$\alpha_{рас} = 6,4 \cdot [X_{рас} / (1 - X_{рас})]^{-0,15} \cdot q^{0,7} / [(3,3 - 0,0115(t_{нас} - 100)) \cdot \chi_{п.рас}], \quad (4)$$

где $X_{рас}$ – изменение степени сухости парожидкостной смеси на участке трубы с расслоенным режимом течения от $X_{рас.н}$ до $X_{рас.гр}$, что соответствует участку АВ рисунка 1;

q – удельный тепловой поток, Вт/м²;

$t_{нас}$ – температура насыщенной жидкости, °С;

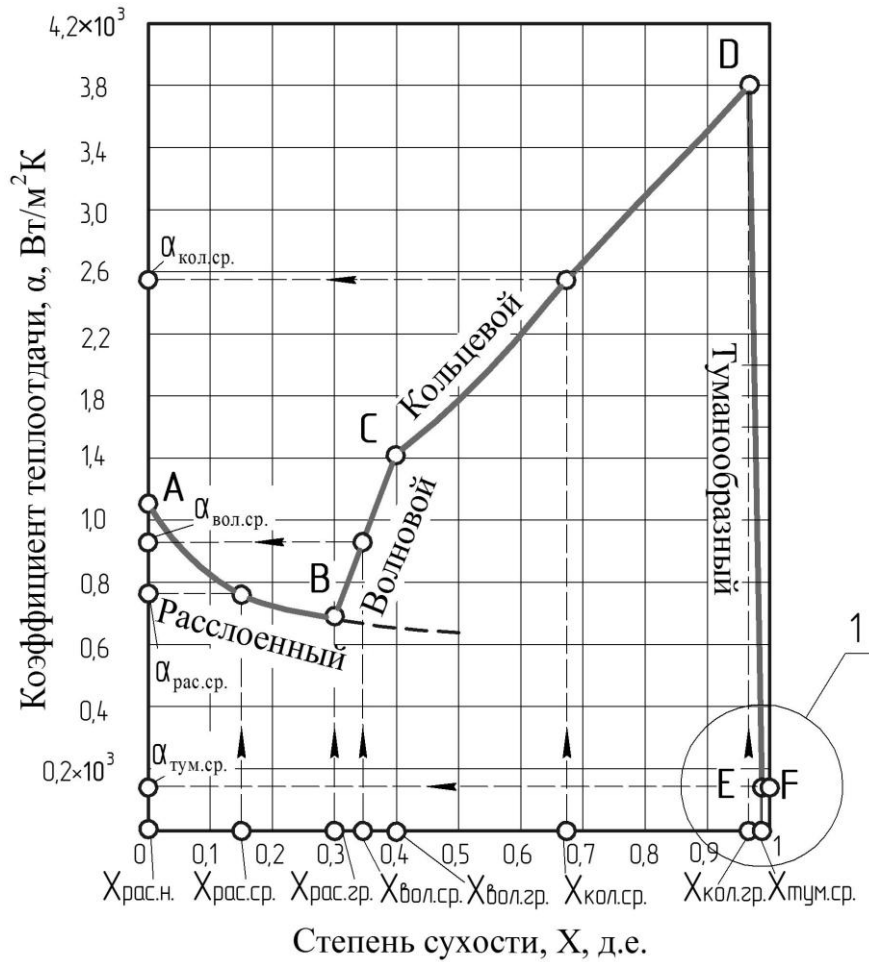
$\chi_{n,рас}$ – параметр, учитывающий влияние содержание пропана в парожидкостной смеси СУГ при расслоенном режиме течения ($n=рас$).

Среднее значение степени сухости на участке АВ с расслоенным режимом течения составит $X_{рас.ср}=(X_{рас.гр}+X_{рас.н})/2$ (рис.1).

Коэффициент теплоотдачи $\alpha_{рас}$ для змеевика из труб, определяется с учетом по формуле:

$$\alpha_{рас.зм}=\alpha_{рас}\cdot\varepsilon_R, \quad (5)$$

где ε_R – коэффициент для змеевика из труб, определяемый как [10]:



Фрагмент 1

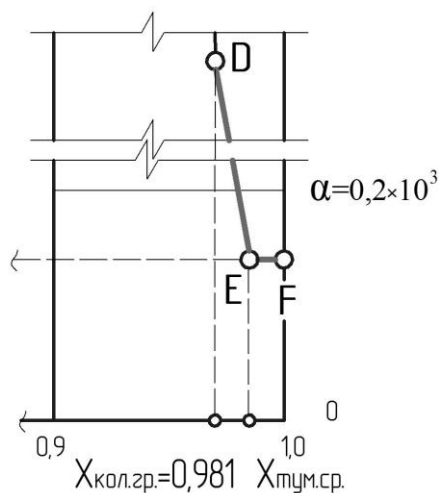


Рис. 1 Зависимость α от X для парожидкостной пропан-бутановой смеси на входе в испаритель $\psi_{\text{рас.н}}^{\text{ж}} = 50$ мол.% для расслоенного, волнового, кольцевого и туманообразного режимов течения.

$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \cdot d_{\text{вн}}/R, \quad (6)$$

где R – радиус змеевика, м;

$d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр трубы, м.

При волновом и кольцевом режимах течения парожидкостной смеси влияние теплового потока на коэффициент теплоотдачи ($\alpha_{\text{вол}}$ и $\alpha_{\text{кол}}$) проявляется в меньшей степени, чем в условиях расслоенного течения. В тоже время значение $\alpha_{\text{вол}}$ и $\alpha_{\text{кол}}$ существенно возрастают с увеличением суммарного массового расхода смеси согласно [4,7]:

$$\alpha_{\text{вол}} = (\lambda/d_{\text{вн}}) \cdot 0,63 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4} \cdot [X_{\text{вол}}/(1-X_{\text{вол}})]^{0,12} \cdot (q/\Gamma \cdot I)^{0,2} / \chi_{\text{п.вол}}, \quad (7)$$

$$\alpha_{\text{кол}} = (\lambda/d_{\text{вн}}) \cdot 0,55 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4} \cdot [X_{\text{кол}}/(1-X_{\text{кол}})]^{0,15} \cdot (q/\Gamma \cdot I)^{0,2} / \chi_{\text{п.кол}}, \quad (8)$$

где Re , Pr – критерии Рейнольдса и Прандтля при температуре насыщенной жидкости;

I – удельный массовый расход, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$;

Γ – скрытая теплота испарения смеси пропан-бутан, $\text{кДж}/\text{кг}$;

λ – коэффициент теплопроводности смеси пропан-бутан, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$;

$\chi_{\text{п.вол}}$, $\chi_{\text{п.кол}}$ – параметр, учитывающий влияние содержания пропана в парожидкостной смеси СУГ, соответственно, при волновом и кольцевом режимах течения ($n=\text{вол}$ и $n=\text{кол}$).

Средние значения степени сухости на участках ВС и CD с волновым и кольцевым режимами течения составит $X_{\text{вол.ср}} = (X_{\text{вол.гр}} + X_{\text{вол.н}})/2$ и $X_{\text{кол.ср}} = (X_{\text{кол.гр}} + X_{\text{кол.н}})/2$ (рис.1).

Коэффициенты теплоотдачи $\alpha_{\text{вол}}$ и $\alpha_{\text{кол}}$ для змеевика из труб, определяются с учетом (5), (6) по формуле:

$$\alpha_{\text{вол.зм}} = \alpha_{\text{вол}} \cdot \varepsilon_R, \quad (9)$$

$$\alpha_{\text{кол.зм}} = \alpha_{\text{кол}} \cdot \varepsilon_R, \quad (10)$$

Параметр $\chi_{\text{п}}$, учитывающий влияние содержание пропана в парожидкостной смеси СУГ при расслоенном ($n=\text{рас}$), волновом ($n=\text{вол}$) и кольцевом ($n=\text{кол}$) режимах течения определяется согласно [9] по формуле:

$$\chi_{\text{п}} = [1 + 1,8(\Gamma_{\text{б}}/\Gamma_{\text{пр}})^{0,6}(\Psi_{\text{п.ср}}^{\text{п}} - \Psi_{\text{п.ср}}^{\text{ж}})]^{1,6}, \quad (11)$$

где $\Psi_{\text{п.ср}}^{\text{п}}$, $\Psi_{\text{п.ср}}^{\text{ж}}$ – равновесные содержания пропана в паровой и жидкой фазах в середине участка с расслоенным ($n=\text{рас}$), волновым ($n=\text{вол}$) и кольцевым ($n=\text{кол}$) режимами течения, мол.%, определяемые как

$$\Psi_{\text{п.ср}}^{\text{п}} = (\Psi_{\text{п.н}}^{\text{п}} + \Psi_{\text{п.гр}}^{\text{п}})/2 \text{ и } \Psi_{\text{п.ср}}^{\text{ж}} = (\Psi_{\text{п.н}}^{\text{ж}} + \Psi_{\text{п.гр}}^{\text{ж}})/2;$$

$\Psi_{п.н}^п, \Psi_{п.н}^ж$ – равновесные содержания пропана в паровой и жидкой фазе в начале участка с расслоенным ($n=рас$), волновым ($n=вол$) и кольцевым ($n=кол$) режимами течения, мол.%;

$\Psi_{п.гр}^п, \Psi_{п.гр}^ж$ – равновесные содержания пропана в паровой и жидкой фазе на границе участка с расслоенным ($n=рас$), волновым ($n=вол$) и кольцевым ($n=кол$) режимами течения, мол.%;

$r_{п.б}, r_{п.пр}$ – скрытая теплота парообразования бутана и пропана, в интервалах выкипания парожидкостной смеси на участке с расслоенным ($n=рас$), волновым ($n=вол$) и кольцевым ($n=кол$) режимами течения, кДж/кг.

Средние значения скрытой теплоты парообразования пропан- бутановой смеси принимаются, согласно [9], при средних температурах кипящей пропан-бутановой смеси: $t_{г.ср.рас}, t_{г.ср.вол}, t_{г.ср.кол}$ на участках, соответственно, с расслоенным, волновым и кольцевым режимами течения в проточном трубном испарителе при соответствующих средних величинах степени сухости: $X_{рас.ср}, X_{вол.ср}, X_{кол.ср}$.

При течении парожидкостной смеси в виде тумана коэффициент теплоотдачи $\alpha_{тум}$ (рис. 1) при достижении определенной степени сухости стремительно падает на участке DE до величины, характерной для однофазного течения сухого насыщенного пара и далее на участке EF сохраняет постоянное значение. На участке EF значение $\alpha_{тум}$ не зависит от изменения степени сухости и содержания пропана и его величину, согласно [10] можно определить как для однофазного течения сухого насыщенного пара:

$$\alpha_{тум} = (\lambda/d_{вн}) \cdot 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}. \quad (12)$$

Коэффициент теплоотдачи $\alpha_{тум}$ для змеевика из труб, определяется с учетом (5), (6) по формуле:

$$\alpha_{тум.зм} = \alpha_{тум} \cdot \epsilon_R. \quad (13)$$

Характер изменения коэффициента теплоотдачи в зависимости от изменения степени сухости и, как следствие, от изменения объемного расхода испаряющейся парожидкостной смеси, согласно [7,9], приведен на рис. 1.

Из рис. 1 видно, что коэффициент теплоотдачи сильно изменяется в зависимости от режима течения. При расслоенном режиме течения (участок AB) коэффициент теплоотдачи уменьшается с ростом степени сухости, при волновом и кольцевом режимах, наоборот, увеличивается (участки BC и CD), а при течении парожидкостной смеси в виде тумана коэффициент теплоотдачи резко падает (участок DE) и становится таким же, как и при течении сухого насыщенного пара (участок EF).

Пр о а н а л и з и р у е м изменение и определим значение коэффициента теплоотдачи в зависимости от изменения содержания пропана в парожидкостной смеси для различных режимов ее течения. Согласно [9], с ростом

разности равновесных концентраций пропана в паровой $\psi^п$ и жидкой $\psi^ж$ фазах, то есть $(\psi^п - \psi^ж)$ в исходном СУГ, отрывной диаметр паровых пузырей, средняя скорость их роста, количество действующих центров парообразования заметно уменьшаются, и, как следствие, происходит существенное снижение коэффициента теплоотдачи.

Изменение содержания пропана в парожидкостной смеси в процессе ее полного испарения определяется согласно диаграмме «температура – состав», построенной в соответствии с [8] и изображенной на рис. 2.

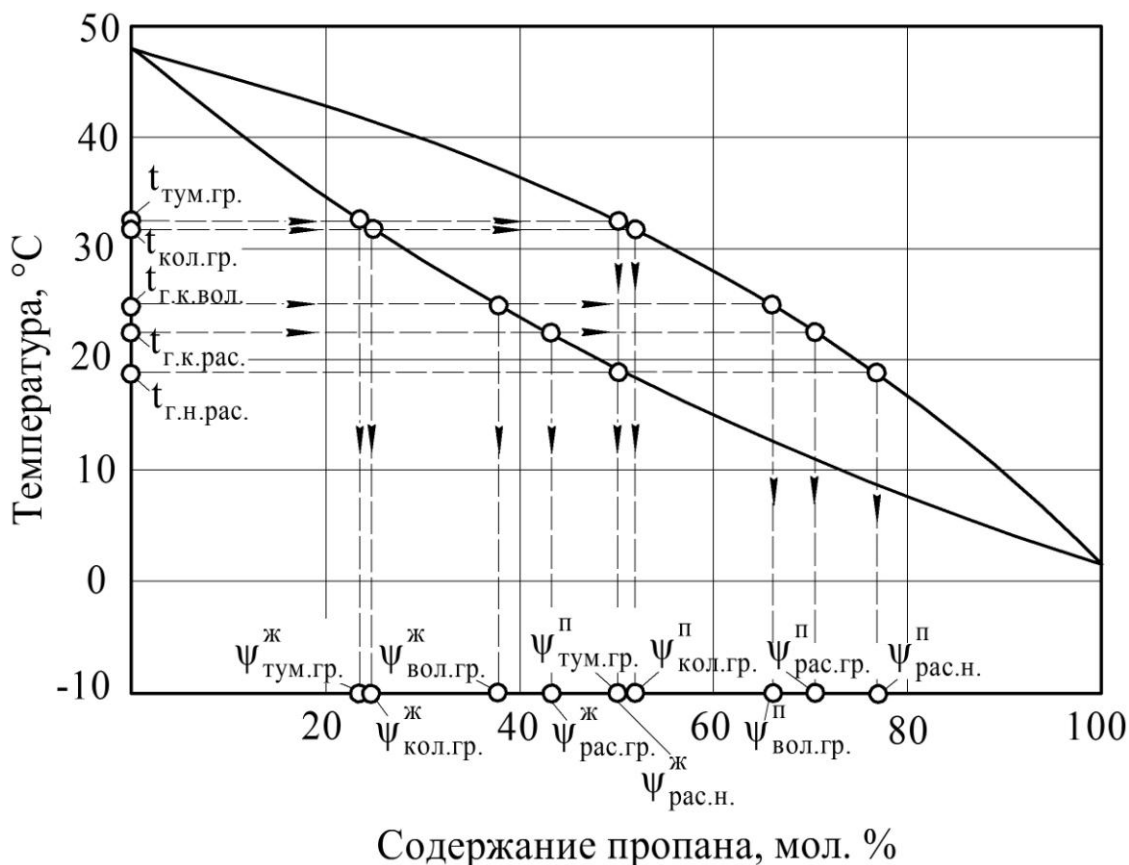


Рис. 2 Диаграмма «температура – состав» парожидкостной смеси пропан-н-бутан, испаряющейся в ПТИ

Для расслоенного режима течения концентрация пропана в жидкой фазе на входе в испаритель составит $\psi_{рас.н}^ж$ рис. 2), а начальная степень сухости $X_{рас.н}=0$. Значение конечной степени сухости $X_{рас.гр}$ находится согласно рекомендациям [3]. Далее по формулам (1)-(3) [8] определяем конечную температуру $t_{г.к.рас}$ на участке с расслоенным режимом течения. Затем по рис. 2 находим содержание пропана $\psi_{рас.гр}^ж$ при $t_{г.к.рас}$ и вычисляем осредненную величину степени сухости для расслоенного режима течения $X_{рас.ср}=(X_{рас.гр}+X_{рас.н})/2$. Далее определяем в середине участка с расслоенным режимом течения равновесные содержания пропана в жидкой фазе

$\psi_{\text{рас.ср}}^{\text{ж}} = (\psi_{\text{рас.н}}^{\text{ж}} + \psi_{\text{рас.гр}}^{\text{ж}}) / 2$. Затем по рис. 2 находим равновесное составу $\psi_{\text{рас.ср}}^{\text{ж}}$ содержание пропана $\psi_{\text{рас.ср}}^{\text{п}}$ в паровой фазе. По известным $\psi_{\text{рас.ср}}^{\text{ж}}$ и $\psi_{\text{рас.ср}}^{\text{п}}$ вычисляем по (11) значение параметра, учитывающего влияние содержания пропана в парожидкостной смеси СУГ при расслоенном режиме течения $\chi_{\text{п.рас}}$, подставляем его в формулу (4) и находим $\alpha_{\text{рас.ср}}$. Значение $\alpha_{\text{рас.ср}}$ показано на графике (рис. 1).

Для волнового режима течения концентрация пропана в жидкой фазе при $X_{\text{вол.н}} = X_{\text{рас.гр}}$ составит $\psi_{\text{вол.н}}^{\text{ж}} = \psi_{\text{рас.гр}}^{\text{ж}}$. Значение граничной степени сухости, определяется согласно [3]. Далее по формулам (1)-(3) определяем конечную температуру $t_{\text{г.к.вол}}$, а по рис. 2 находим содержание пропана $\psi_{\text{вол.гр}}^{\text{ж}}$ при $t_{\text{г.к.вол}}$ и вычисляем осредненную величину степени сухости для волнового режима течения $X_{\text{вол.ср}} = (X_{\text{вол.гр}} + X_{\text{рас.гр}}) / 2$. Затем определяем в середине участка с волновым режимом течения равновесные содержания пропана в жидкой фазе $\psi_{\text{вол.ср}}^{\text{ж}} = (\psi_{\text{вол.гр}}^{\text{ж}} + \psi_{\text{рас.гр}}^{\text{ж}}) / 2$. Затем по рис. 2 находим равновесное составу $\psi_{\text{вол.ср}}^{\text{ж}}$ содержание пропана $\psi_{\text{вол.ср}}^{\text{п}}$ в паровой фазе. По известным $\psi_{\text{вол.ср}}^{\text{ж}}$ и $\psi_{\text{вол.ср}}^{\text{п}}$ вычисляем по (11) значение параметра, учитывающего влияние содержания пропана в парожидкостной смеси СУГ при волновом режиме течения $\chi_{\text{п.вол}}$, подставляем его в формулу (7) и находим $\alpha_{\text{вол.ср}}$. Значение $\alpha_{\text{вол.ср}}$ для змеевикового ПТИ показано на графике (рис. 1).

Для кольцевого режима течения концентрация пропана в жидкой фазе при $X_{\text{кол.н}} = X_{\text{вол.гр}}$ составит $\psi_{\text{кол.н}}^{\text{ж}} = \psi_{\text{вол.гр}}^{\text{ж}}$. Значение конечной степени сухости принято согласно [3]. Далее по формулам (1)-(3) определяем конечную температуру $t_{\text{г.к.кол}}$, а по рис. 2 находим содержание пропана $\psi_{\text{кол.гр}}^{\text{ж}}$ при $t_{\text{г.к.кол}}$ и вычисляем осредненную величину степени сухости для кольцевого режима течения $X_{\text{кол.ср}} = (X_{\text{кол.гр}} + X_{\text{вол.гр}}) / 2$. Затем определяем в середине участка с кольцевым режимом течения равновесные содержания пропана в жидкой фазе $\psi_{\text{кол.ср}}^{\text{ж}} = (\psi_{\text{кол.гр}}^{\text{ж}} + \psi_{\text{вол.гр}}^{\text{ж}}) / 2$. Затем по рис. 2 находим равновесное составу $\psi_{\text{кол.ср}}^{\text{ж}}$ содержание пропана $\psi_{\text{кол.ср}}^{\text{п}}$ в паровой фазе. По известным $\psi_{\text{кол.ср}}^{\text{ж}}$ и $\psi_{\text{кол.ср}}^{\text{п}}$ вычисляем по (11) значение параметра, учитывающего влияние содержания пропана в парожидкостной смеси СУГ при кольцевом режиме течения $\chi_{\text{п.кол}}$, подставляем его в формулу (8) и находим $\alpha_{\text{кол.ср}}$. Значение $\alpha_{\text{кол.ср}}$ для змеевикового ПТИ показано на графике (рис. 1).

При течении парожидкостной смеси в виде тумана значение $\alpha_{\text{тум}}$ определяется по (12) с учетом (6) при $\psi_{\text{тум.ср}}^{\text{п}}$, соответствующее равновесному составу $\psi_{\text{тум.ср}}^{\text{ж}} = (\psi_{\text{кол.гр}}^{\text{ж}} + \psi_{\text{тум.гр}}^{\text{ж}}) / 2$ при $X_{\text{тум.ср}} = (X_{\text{кол.гр}} + X_{\text{тум.гр}}) / 2$, как для сухого насыщенного пара.

Вывод

Таким образом, отобраны и уточнены формулы (4), (7), (8) и (12) для определения коэффициентов теплоотдачи проточного трубного испарителя, учитывающие режим течения, степень сухости и содержание пропана в парожидкостной смеси пропана - бутана.

Литература

1. Усачев А.П., Рулев А.В., Фролов А.Ю. К выбору типа промежуточного теплоносителя для электрических испарителей централизованных систем газоснабжения // Научно-технические проблемы совершенствования и развития систем газозенергоснабжения: сб. науч. трудов. Саратов: СГТУ, 2006. С. 115-124.
2. Системы автономного и резервного газоснабжения. Справочное руководство// под редакцией Шнайдера А., Санкт – Петербург: «Химгазкомплект», 2009. 264с.
3. Системные исследования по повышению интенсивности теплообмена регазификаторов сжиженного углеводородного газа. / Усачев А.П. и др. Саратов: Сарат. гос. техн. ун-т, 2010. 244с.
4. Курицын Б. Н. Системы снабжения сжиженным газом. Саратов: Изд-во Сарат. гос. техн. ун-та, 1988. 196 с.
5. А. П. Усачев, А.В. Рулев. Математическая модель теплового расчета проточного трубного испарителя сжиженного углеводородного газа, состоящего из пропан-бутановой смеси/Промышленная теплоэнергетика №8, 2011.С. 36-39.
6. Теплопередача в двухфазном потоке/под ред. Д. Баттерворса и Г. Хьюитта: пер. с англ. М.: Энергия, 1980. 328 с.
7. Юсида Х., Ямагучи С. Теплообмен при двухфазном течении фреона 12 в горизонтальных трубах. // Достижения в области теплообмена: сб. статей; Под ред. В. М. Боришанского. М.: Мир, 1970. С. 252-272.
8. Курицын Б.Н, Усачев А.П., Богданов В.П. Исследование температурных условий при кипении и конденсации сжиженных углеводородных газов в проточных системах // Использование газа в народном хозяйстве: сб. статей. Саратов: СГУ, 1974. Вып. XI. С. 304-310.
9. Преображенский Н. И. Сжиженные углеводородные газы. Л., Недра, 1975. 279 с.
10. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи. М.:«Энергия», 1977. 344с.

**DETERMINATION OF THE INTENSITY OF HEAT TRANSFER
IN A FLOW EVAPORATORS PROPANE - BUTANE MIXTURE
WITH BOILING LIQUID PHASE INSIDE PIPE**

Usachev A.P., Rulev A.V.

*Saratov State Technical University named after Yuri Gagarin, Saratov, Russia
e-mail: nautech@inbox.ru*

Abstract. *The results studies to develop technical solutions ensuring highest possible intensity of internal heat transfer in "inner surface of the evaporation device - liquefied petroleum gas (LPG) and a consequence, minimum metal content while limiting fluctuations boiling propane - butane LPG. Offered depending on definition design parameters of two-stage evaporative coil, made pipes various diameters. On basis the proposed relationships are designed and manufactured two-stage evaporative pipelines, which increases heat transfer coefficient from inner surface evaporation pipeline to LPG at 34.5%.*

Keywords: *flow evaporator, liquefied petroleum gas, propane and butane mixture, boiling in the tube, the liquid and vapor phase.*

References

1. Usachev A.P., Rulev A.V., Frolov A.Y. To a choice like the intermediate heat carrier for electric evaporators of the centralized systems of gas supply//Scientific and technical problems of improvement and development of systems of gas-power supply:works. Saratov: SSTU, 2006. P. 115-124.
2. Systems of autonomous and reserve gas supply. Reference guide//under Schneider A. edition Sankt – Petersburg: "Chimgazkomplekt", 2009. 264 p.
3. A.P.Usachev, Shurayts A.L., Rulev A.V. System researches on increase of intensity heat exchange of evaporator of the liquefied hydrocarbonic gas. Saratov: SSTU, 2010. 244 p.
4. Kuritsyn B. N. Systems of supply by the liquefied gas. Saratov: SSTU, 1988. 196 p.
5. Usachev A.P., Rulev A.V. Mathematical model of thermal calculation of the flowing pipe evaporator of the liquefied hydrocarbonic gas consisting from propane-butanovoy of a mix / Industrial power system No. 8, 2011. P. 36-39.

6. Heat transfer in a two-phase stream / under the editorship of D. Battervorsa and G. Hewitt: the lane with English M: Energy, 1980. 328 p.
7. Yusida X. Yamaguchi C. Heat exchange at a two-phase current of freon 12 in horizontal pipes. // Achievements in the field of heat exchange. Under the editorship of V.M.Borishanskogo. M: Mir, 1970. P. 252-272.
8. Kuritsyn B.N, Usachev A.P. Bogdanov V.P. Research of temperature conditions during the boiling and condensation of the liquefied hydrocarmonic gases in flowing systems//gas Use in a national economy: articles. Saratov: SSU,1974. V. XI. P. 304-310.
9. Preobrazhenskiy N. I. The liquefied hydrocarmonic gases. L.:Nedra, 1975. 279 p.
10. Mikheyev M. A. Mikheyeva I.M. Heat transfer bases. M: "Energy", 1977. 344 p.