

УДК 621.6.036.

## ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГРАНИЦ РЕЖИМОВ ТЕЧЕНИЯ ПАРОЖИДКОСТНОЙ ПРОПАН-БУТАНОВОЙ СМЕСИ В ПРОТОЧНЫХ ТРУБНЫХ ИСПАРИТЕЛЯХ

Усачев А.П., Рулев А.В.

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

**Аннотация.** Приведены результаты исследований по определению границ режимов течения парожидкостной пропан-бутановой смеси сжиженного углеводородного газа (СУГ) в проточных трубных испарителях.

Обоснована возможность использования существующих диаграмм режимов течения для определения степени сухости кипящих пропан-бутановых смесей на границах между расслоенным и волновым, а также между волновым и кольцевым режимами течения.

На основе приведенных диаграмм и зависимостей определены степени сухости, соответствующие границам перехода между расслоенным и волновым, волновым и кольцевым, кольцевым и туманообразным режимами течения парожидкостных смесей СУГ в проточных трубных испарителях.

**Ключевые слова:** режим течения, парожидкостная смесь, проточный трубный испаритель, исследование, степень сухости, границы перехода, расслоенный, волновой, кольцевой, туманообразный.

По мере увеличения степени сухости кипящей парожидкостного потока пропан-бутановых смесей (ПБС) сжиженного углеводородного газа (СУГ) в трубах и трубных змеевиках проточных регазификаторов различают следующие режимы течения: пробковое, расслоенное, волновое, снарядное, кольцевое течение жидкости с паровым ядром в центре и течение в виде тумана [1-4].

При пробковом и расслоенном режиме течения пузырьки пара, образовавшиеся в результате процесса кипения жидкости, достигнув определенных размеров, срываются с поверхности нагрева, образуя, таким образом, течение пара сначала в виде отдельных пробок, а затем сплошное течение пара в верхней части трубы. В дальнейшем эти близкие режимы течения, наблюдаемые при низкой степени сухости пара или небольших расходах смеси, будем условно считать как расслоенный режим течения.

Повышение степени сухости пара при дальнейшем подводе теплоты приводит к большей турбулизации потока, обусловливаемой мелкими

пузырьками пара, вовлеченными в поток жидкости. На поверхности жидкой фазы появляются волны (волновой режим течения), которые при увеличении степени сухости начинают касаться верхней образующей трубы, разделяя сплошной паровой поток на отдельные пузыри с заостренными по ходу течения концами (снарядный режим течения). В дальнейшем эти близкие режимы течения будем условно считать как волновой режим течения.

Повышение степени сухости пара при дальнейшем подводе теплоты приводит к преобладанию центробежных сил над гравитационными и поднятию краев жидкой фазы вверх по поверхности в направлении верхней образующей трубы. При достижении равномерной смачиваемости всей поверхности трубы жидкой фазой, считается, что устанавливается кольцевой режим течения с движением пара в центре потока. Поверхность стенки трубы покрывается стабильной жидкой пленкой, и паровое ядро движется внутри кольца жидкости, а пространство между ними занимает слой однородной смеси жидкости и пара.

При дальнейшем повышении степени сухости пленка жидкости у поверхности трубы становится настолько тонкой, что в отдельных местах образуются сухие участки, мельчайшие частицы жидкости срываются с пленки и переходят в паровое ядро в центре потока. Устанавливается туманообразное течение, когда паровое ядро потока переносит мелкие капли жидкости, которые оседают на пленку жидкости и срываются с нее приблизительно в таком же количестве (по расходу жидкости) в основной поток пара [2].

В то же время, по мере увеличения степени сухости, непрерывно уменьшается содержание пропана в жидкой и паровой фазе СУГ и происходит увеличение температуры кипения пропан - бутановой парожидкостной смеси [1-3].

Из анализа литературы [2-4] следует, что коэффициент теплоотдачи, а, следовательно, и длина проточного трубного испарителя нелинейно зависит от состава и степени сухости парожидкостной смеси для каждого режима течения.

Отсутствие единого подхода к определению значения степени сухости, при котором наблюдается переход одного режима течения в другой, предопределяет необходимость поиска метода выявления указанных границ.

1. О п р е д е л е н и е значения степени сухости при котором наблюдается переход расслоенного режима течения в волновой ( $X_{рас.гр}$ ) и волнового в кольцевой ( $X_{вол.гр}$ ). Проведенный анализ показывает, что наиболее приемлемыми для определения граничного значения степени сухости парожидкостной пропан - бутановой смеси, при котором наблюдается переход расслоенного режима течения в волновой ( $X_{рас.гр}$ ) и волнового в кольцевой ( $X_{вол.гр}$ ), является метод О. Бейкера [5], согласно которому предлагаются отдельные режимы течения показывать на специальных диаграммах. Диаграмма представляет график зависимости параметра  $I \cdot X / \lambda$  от параметра  $(1-X) \cdot \lambda \cdot \theta / X$  (рисунок 1), где:

$I$  – массовая скорость потока СУГ, кг/(с·м<sup>2</sup>);

$X$  – степень сухости пара, д.е.;

$\lambda$  и  $\theta$  – числовые комплексы, определяемые как:

$$\lambda = \left[ \frac{\rho_{\Gamma} \cdot \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{возд}} \cdot \rho_{\text{в}}} \right]^{0.5}; \quad (1)$$

$$\theta = \frac{\sigma_{\text{в}}}{\sigma} \cdot \left[ \frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \cdot \left( \frac{\rho_{\text{в}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^2 \right]^{1/3}, \quad (2)$$

где  $\rho_{\Gamma}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$ ,  $\rho_{\text{в}}$ ,  $\rho_{\text{возд}}$  – соответственно плотность паровой и жидкой фаз СУГ, воды и воздуха, кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma_{\text{в}}$ ,  $\sigma$  – соответственно коэффициенты поверхностного натяжения воды и пропан - бутановой смеси, Н/м;

$\mu_{\text{в}}$ ,  $\mu_{\text{ж}}$  – соответственно коэффициенты динамической вязкости воды и пропан - бутановой смеси, Н·с/м<sup>2</sup>.

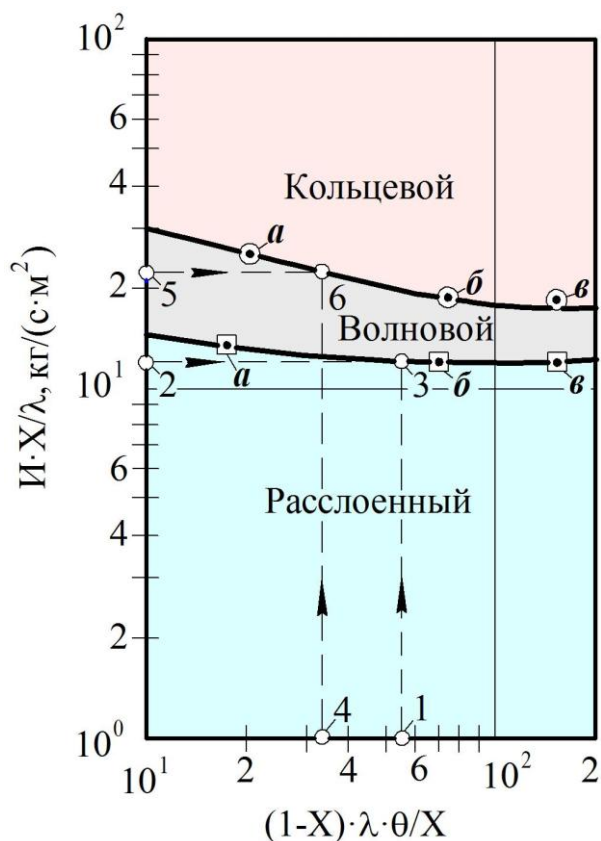


Рисунок 1. Диаграмма по определению границы перехода расслоенного в волновой, а волнового в кольцевой режимы течения парожидкостных смесей СУГ

а – G=60 кг/ч;

б – G=40 кг/ч;

в – G=30 кг/ч.

Все приведенные в известной литературе диаграммы [6,7] получены на основе метода [5] для течения воздушно - водяных смесей в не обогреваемых каналах. В работе [5] указывается, что режимы течения могут зависеть от диаметра и формы канала, угла наклона, наличия обогрева.

В связи с этим для определения границ между расслоенным и волновым, а также между волновым и кольцевым режимами течения были использованы экспериментальные данные работы [4], полученные при течении насыщенного фреона 12 в круглой горизонтальной трубе внутренним диаметром 6,4 мм, обогреваемой электрическим током, при изменении степени сухости парожидкостной смеси от 0 до 1,0. Границы для указанных режимов течения были определены для расходов 60 (точка **a** на рисунке 1); 40 (точка **b**); 30 (точка **в**) кг/ч при постоянной тепловой нагрузке 14400 Вт/м<sup>2</sup> и постоянном абсолютном давлении 0,4 МПа. По полученным в [4] степеням сухости  $X$  и расходам  $G$  на границах между расслоенным и волновым, а также между волновым и кольцевым режимами течения при известных значениях плотности, коэффициентов динамической вязкости и поверхностного натяжения для фреона 12 согласно (1), (2) были вычислены параметры  $\lambda$  и  $\theta$ . По вычисленным величинам  $\lambda$  и  $\theta$  определялись числовые комплексы  $I \cdot X / \lambda$  и  $(1-X) \cdot \lambda \cdot \theta / X$ , значения которых были отложены на координатных осях диаграммы. По точкам, полученным в результате пересечения осей  $I \cdot X / \lambda$  и  $(1-X) \cdot \lambda \cdot \theta / X$  с помощью метода наименьших квадратов были построены пограничные кривые (рис. 1), показывающие границы между расслоенным и волновым, а также между волновым и кольцевым режимами течения.

Следует отметить, что полученные граничные линии между расслоенным и волновым, а также между волновым и кольцевым режимами течения мало отличаются от аналогичных линий на диаграмме Бейкера [5]. На незначительное отличие от диаграммы Бейкера [5] указывается в работе [8], в которой представлены результаты режимов течения испаряющегося фреона 22 в змеевиках, а также в работе [9], в которой представлены результаты режимов течения испаряющегося фреона 12 в горизонтальных трубах, соединенных горизонтальными поворотами на 180°.

При определении  $X_{рас.гр}$  и  $X_{вол.гр}$ , сначала последовательно задается ряд значений  $X = 0,1; 0,2; \dots, 1$ , для которых вычисляются массовая скорость, плотность, численные комплексы  $\lambda$  и  $\theta$  парожидкостных пропан - бутановых смесей, после чего по диаграмме на рис. 1 принимаются те значения  $X = X_{рас.гр}$  и  $X = X_{вол.гр}$ , которые соответствуют приведенным границам перехода расслоенного в волновой, а волнового в кольцевой режимы течения.

С целью определения  $X = X_{рас.гр}$  и  $X = X_{вол.гр}$  были проведены расчеты для проточного змеевикового регазификатора с внутренним диаметром трубопровода  $d_{вн} = 0,015$  м при следующих исходных данных.

1. Содержание пропана в смеси  $\Psi_{пр}^ж = 50$  мол. % ( $\xi_{пр}^ж = 43$  вес. %).

2. Расчетный часовой расход сжиженного газа  $G = 0,0278$  кг/с, (100 кг/час).
3. Диаметр трубопровода (внутренний)  $d = 0,015$  м.
4. Массовая скорость

$$И = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 0,0278}{3,14 \cdot 0,015^2} = 157,19 \frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2}.$$

5. Абсолютное давление СУГ  $P = 0,4$  МПа.
6. Массовая степень сухости:
  - минимальная  $X_{\min} = 0,001$ ;
  - максимальная  $X_{\max} = 1,0$ .
7. Плотность жидкой фазы СУГ при  $P = 0,4$  МПа:
  - пропан  $\rho_{\text{пр}} = 499$  кг/м<sup>3</sup>; бутан  $\rho_{\text{б}} = 570,9$  кг/м<sup>3</sup>;
  - смеси  $\rho_{\text{ж}} = 535$  кг/м<sup>3</sup>.
8. Плотность паровой фазы СУГ при  $P = 0,4$  МПа:
  - пропан  $\rho_{\text{пр}} = 5,39$  кг/м<sup>3</sup>; бутан  $\rho_{\text{б}} = 17,74$  кг/м<sup>3</sup>;
  - смеси  $\rho_{\text{г}} = 11,6$  кг/м<sup>3</sup>.
9. Плотность воды и воздуха при нормальных условиях ( $t = 20$  °С и атмосферном давлении):
  - вода  $\rho_{\text{в}} = 1000$  кг/м<sup>3</sup>; воздух  $\rho_{\text{возд}} = 1,205$  кг/м<sup>3</sup>.
10. Коэффициент динамической вязкости:
  - пропан  $\mu_{\text{пр}} = 135,2 \cdot 10^{-6}$  Н·с/м<sup>2</sup>; бутан  $\mu_{\text{б}} = 210,8 \cdot 10^{-6}$  Н·с/м<sup>2</sup>;
  - смесь  $\mu_{\text{ж}} = 173 \cdot 10^{-6}$  Н·с/м<sup>2</sup>;
  - вода  $\mu_{\text{в}} = 102,4 \cdot 10^{-5}$  Н·с/м<sup>2</sup>.
11. Коэффициент поверхностного натяжения:
  - пропан  $\sigma_{\text{пр}} = 7,6$  кН/м; бутан  $\sigma_{\text{б}} = 12,4$  кН/м;
  - смесь  $\sigma = 10$  кН/м;
  - вода  $\sigma_{\text{в}} = 74$  кН/м.

Согласно расчетам, проведенным по формулам (1) и (2) были получены следующие значения числовых комплексов:  $\lambda = 2,27$ ,  $\theta = 6,2$ .

По известным  $\lambda$  и  $\theta$ , задаваясь рядом значений  $X$ , определяем, что при  $X = 0,22$   $\frac{И \cdot X}{\lambda} = 15,2$ ;  $\frac{(1-X) \cdot \lambda \cdot \theta}{X} = 49,8$  имеет место переход расслоенного режима течения в волновой (точки 1-2-3, рисунок 1). По известным  $\lambda$  и  $\theta$ , задаваясь рядом значений  $X$ , определяем, что при  $X = 0,3$   $\frac{И \cdot X}{\lambda} = 20,78$ ;  $\frac{(1-X) \cdot \lambda \cdot \theta}{X} = 32,8$  имеет место переход волнового режима течения в кольцевой (точки 4-5-6, рисунок 1).

Таким образом, итоги расчетов по (1), (2) и построения по диаграмме (рисунок 1) показывают, что для проточных трубных регазификаторов диаметром  $d_{\text{вн}} = 0,015$  м при часовом расходе сжиженного газа  $G = 100$  кг/час, переход: - расслоенного режима течения в волновой происходит при  $X_{\text{рас.зр}} = 0,22$ ; - волнового режима течения в кольцевой происходит при  $X_{\text{вол.зр}} = 0,3$ . Определение границ перехода для других диаметров проточных трубных

*регазификаторов и при других исходных данных осуществляется аналогичным образом.*

2. О п р е д е л е н и е значения степени сухости  $X = X_{\text{кол.гр}}$ , при котором наблюдается переход кольцевого режима течения в туманообразный, на основе диаграмм Бейкера, построенных для течения воздушно-водяных смесей в не обогреваемых каналах не представляется возможным. Согласно данным [5], границы перехода кольцевого режима течения в туманообразный при течении кипящих парожидкостных смесей в обогреваемых каналах, зависят от плотности тепловой нагрузки, скорости потока, физических свойств жидкости и пара, а также конструктивных особенностей трубы.

В соответствии с [4, 5], наиболее точные результаты по определению границы перехода кольцевого режима течения в туманообразный, то есть значения  $X_{\text{кол.гр}}$  при течение кипящих парожидкостных смесей в обогреваемых каналах, дает метод, основанный на нахождении точки резкого изменения температуры стенки трубы.

Согласно исследованиям [4], с момента, когда  $X = X_{\text{кол.гр}}$  и когда все частицы жидкости переходят с пленки, кипящей на внутренней поверхности трубы (точка **С** на кривой 2 рис. 2) в паровое ядро потока, температура стенки трубы начинает стремительно расти, что свидетельствует о том, что вся внутренняя поверхность соприкасается только с паровой фазой. Значение коэффициента теплоотдачи, с этого момента, то есть при  $X = X_{\text{кол.гр}}$ , начинает стремительно падать. В это же время температура паро- жидкостного потока в центре трубы вплоть до значения  $X=1,0$ , продолжает сохранять практически постоянную величину, что свидетельствует о наличии в нем испаряющихся капель жидкой фазы (линия 1 на рисунке 2) .

Учитывая, что переход кольцевого режима течения в туманообразный зависит от плотности тепловой нагрузки, скорости потока, физических свойств испаряющейся жидкости, а также конструктивных особенностей трубы, для определения значения  $X_{\text{кол.гр}}$  были проведены специальные опыты, результаты которых приведены на рисунке 2.



Таким образом, примем границу перехода кольцевого режима течения в туманообразный для проточного трубного регазификатора при степени сухости  $X_{кол.зр} = 0,981$ .

### Литература

1. Блинов В.В., Двойрис А.Д., Мидлер Л.С. Теплообмен при кипении пропана в трубах при вынужденной конвекции // Газовая промышленность. 1970. №10. С.41-44.
2. Преображенский Н.И. Сжиженные газы. Л.: Недра, 1975. 227с.
3. Колльер Д. Обзор работ по теплообмену к двухфазным системам. М.: изд-во иностр. лит., 1962. 77 с
4. Юсида Х., Ямагучи С. Теплообмен при двухфазном течении фреона 12 в горизонтальных трубах. // Достижения в области теплообмена: сб. ст. М.: Мир, 1970. С. 252-272.
5. Теплопередача в двухфазном потоке/под ред. Д. Баттерворса и Г. Хьюитта: пер. с англ. М.: Энергия, 1980. 328 с.
6. Mandhane J.M., Gregory G.A. and Aziz K. A. Flow pattern map for gas – liquid flow in horizontal pipes. Int. J. Multiphase Flow I, 1974. P. 537-153.
7. Schieft H.H. Flow pattern for adiabatic two-phase flow of water and air within a horizontal tube. Verfahrenstechnik 3(4), 1969. P. 153-161.
8. Zahn W.R. A visual study of two-phase flow while evaporating in horizontal tubes. J. Heat Transfer 86с, 1964. P.417-429.
9. Roumy R. Private communication, 1970. 152 p.



**DETERMINATION OF THE BOUNDARY FLOW REGIME  
VAPOR-LIQUID PROPANE-BUTANE MIXTURE IN A FLOW TUBE  
EVAPORATOR**

A.P. Usachev, A.V. Rulev

Saratov State Technical University named after Yuri Gagarin, Russia

e-mail: nautech@inbox.ru

**Abstract.** Results of studies to determine the boundaries vapor-liquid flow regimes propane-butane mixture liquefied petroleum gas (LPG) in the flow tube evaporators.

A possibility using existing charts flow patterns to determine degree dryness boiling propane-butane mixtures at the boundaries between stratified and wave, as well as between the wave and the annular flow regime.

On the basis of the diagrams and dependencies defined dryness corresponding to the boundaries of transition between stratified and wave, wave and ring, ring and mist flow regimes LPG vapor-liquid mixtures in the flow tube evaporators.

**Keywords:** flow regime, the liquid-vapor mixture flow-tube evaporator, research, dryness, transitions, bundle, wave, ring, mist.

**References**

1. Blinov V.V., Dvoyris A.D., Midler L.S. Heat exchange when boiling propane in pipes at the compelled convection//The Gas industry, 1970. No. 10. P. 41-44.
2. Preobrajenski N.I. Liquefied gases. L.: Nedra, 1975. 227 p.
3. Kollyer D. The review of works on heat exchange to diphasic systems. M.: Publishing house of foreign literature, 1962. 77 p.
4. Yusida H., Yamaguchi S. Heat transfer in two-phase flow Freon 12 in horizontal pipes // Advances in Heat Transfer: Sat. articles. Moscow: Mir, 1970. P. 252-272.
5. A heat transfer in a diphasic stream / under the editorship of D. Battervorsa and G. Hewitt: the lane with English M: Energy, 1980. 328 p.
6. Mandhane J.M., Gregory G.A. and Aziz K. A flow pattern map for gas – liquid flow in horizontal pipes. Int. J. Multiphase Flow I, 1974. P. 537-153.
7. Schiect H.H. Flow patents for an adiabatic two-phase flow of water and air within a horizontal tube. Verfahrenstechnik 3(4), 1969. P. 153-161.
8. Zahn W.R. A visual study of two-phase flow while evaporating in horizontal tubes. J. Heat Transfer 86c, 1964. P.417-429.
9. Roumy R. Private communication, 1970. 152 p.

### **Сведения об авторах**

Усачев А. П., д-р. техн. наук, проф., кафедры «Теплогазоснабжение, вентиляция, водообеспечение и прикладная гидрогазодинамика», СГТУ им. Ю.А.Гагарина

A. P. Usachev, dr. tech. sci., professor, department "Heat, ventilation, water supply and Applied Fluid Dynamics", SSTU named after Yuri Gagarin  
t. 99-88-93.

Рулев А. В., канд. техн. наук, доцент, кафедры «Теплогазоснабжение, вентиляция, водообеспечение и прикладная гидрогазодинамика», СГТУ им. Ю.А.Гагарина

A. V. Rulev, cand. tech. sci., docent, department "Heat, ventilation, water supply and Applied Fluid Dynamics", Saratov State Technical University named after Yuri Gagarin,