

для кипения аммиака

$$\bar{\alpha}_n = 13q^{0,6}. \quad (\text{II-18})$$

В работе [31] было предложено рассчитывать средний коэффициент теплоотдачи при кипении фреонов на пучке, вводя поправочный множитель к коэффициенту теплоотдачи одиночной трубы,

$$\bar{\alpha}_n = \alpha_{\text{од}} \varepsilon_n. \quad (\text{II-19})$$

Здесь $\alpha_{\text{од}}$ подсчитывается по формуле (II-9). Коэффициент ε_n , учитывающий влияние пучка, зависит от числа рядов, относительного шага труб, плотности теплового потока, давления, шероховатости поверхности, свойств хладагента. Иначе говоря, вся сложность процесса учитывается ε_n . Имеющихся экспериментальных данных для определения вида зависимости ε_n от всех определяющих его факторов недостаточно. В связи с этим в работе [97] представлены графики $\varepsilon_n = f(i)$ при различных q и t_0 для R12 и R22, полученные на основании работ [8] и [90]. По данным [90], для R22 в интервале $q = 1,2 \div 2,6$ кВт/м² и $t_0 = -20 \div 10$ °C, $\varepsilon_n = 2,2 \div 1,8$ при десятирядном пучке, если принимать $\alpha_{i=6 \div 10} = \text{idem}$.

Для R12, кипящем на 15-рядном пучке [8] при $q = 1 \div 6$ и $t_0 = -25 \div +10$ °C, $\varepsilon_n = 2,8 \div 1,9$. Для R11, кипящем на четырехрядном пучке [158] при $t_0 = 23,8$ °C в диапазоне $q = 0,6 \div 18$, $\varepsilon_n = 2,3 \div 1,8$. Можно предполагать, что при прочих равных условиях влияние давления на ε_n для фреонов будет одинаково при равных $\pi = p/p_{\text{кр}}$. На основании работ [8, 90, 158] можно считать, что $\varepsilon_n \sim q^{-(0,08 \div 0,17)}$.

Достоинствами данной методики являются ее простота, учет через ε_n особенностей теплоотдачи при кипении на пучках и прежде всего числа рядов, недостатком — отсутствие аналитического выражения для ε_n для разных условий протекания процесса. Тем не менее уравнение (II-19) может быть рекомендовано для расчета кожухотрубных испарителей из гладких труб. Влияние масла учитывается введением в это уравнение поправочного множителя $\varepsilon_m = \alpha_{\text{см}}/\bar{\alpha}_n$. В этом случае

$$\bar{\alpha}_{\text{см}} = \bar{\alpha}_n \varepsilon_m = \alpha_{\text{од}} \varepsilon_n \varepsilon_m. \quad (\text{II-20})$$

Как указывалось выше, обычно в испарителях при $\xi_m = 1 \div 6$ % $\varepsilon_m > 1$, поэтому его можно и не учитывать при расчете аппарата, имея в виду некоторый запас поверхности. Для R12 и R22 ориентировочные значения $\bar{\alpha}_{\text{см}}$ можно найти в [132].

II.4. Теплообмен при кипении в стекающей пленке

При отводе теплоты от хладоносителя жидким хладагентом, стекающим по поверхности теплообмена в виде тонкой пленки, гидродинамика и условия теплообмена отличаются от кипения

в большом объеме. Подробный обзор большого числа исследований этого вопроса выполнен Е. Г. Воронцовым и Ю. М. Тананайко [20].

Основными факторами, определяющими гидродинамику пленки и теплообмен к ней от поверхности нагрева, являются давление насыщения жидкости и ее свойства (в первую очередь вязкость, поверхностное натяжение и теплопроводность), свойства поверхности (материал, смачиваемость, шероховатость), плотность орошения, плотность теплового потока (или температурный напор).

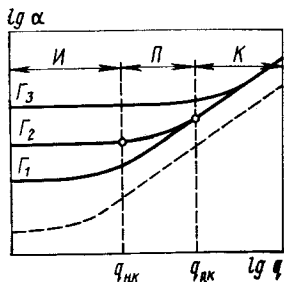


Рис. II-8. Схема влияния плотности теплового потока на коэффициент теплоотдачи в стекающей пленке при различных плотностях орошения ($\Gamma_3 > \Gamma_2 > \Gamma_1$):

при $\Gamma_2 = \text{const}$ И — зона испарения; П — переходная зона; К — зона кипения; пунктиром показана зависимость α от q при кипении в большом объеме; $q_{н.к}$ — точка начала кипения; $q_{р.к}$ — точка начала развитого кипения

Если температура пленки равна температуре насыщения, то в зависимости от сочетания названных выше величин различают три области (зоны) теплообмена к стекающей пленке: испарения, неразвитого кипения (переходная) и развитого кипения (рис. II-8).

В первой зоне пар образуется при испарении на внешней поверхности пленки (граница раздела жидкость — пар). Здесь теплоотдача определяется гидродинамикой жидкости в пленке, т. е. действует механизм конвективного переноса теплоты. В зоне развитого кипения паровые пузыри образуются на поверхности нагревателя и уходят через пленку, турбулизируя ее, в паровое пространство. Здесь теплообмен определяется в основном процессом образования пузырей пара на теплообменной поверхности, т. е. действует механизм, аналогичный кипению в большом объеме. Между этими двумя режимами находится переходная область, в которой действуют оба механизма теплообмена.

Теплоотдача при испарении стекающей по трубам пленки существенно выше, чем в большом объеме, так как конвективный теплоперенос при вынужденном движении жидкости интенсивнее, чем при свободной конвекции в объеме. Теплообмен при кипении в стекающей пленке также протекает интенсивнее, чем в большом объеме. Причины этого до конца не выяснены. Однако есть основание считать, что интенсификация теплообмена в зоне кипения связана с малой высотой слоя жидкости над поверхностью нагрева,

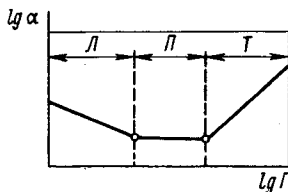


Рис. II-9. Схема влияния плотности орошения на коэффициент теплоотдачи в зоне испарения ($q < q_{н.к}$):

Л — ламинарный режим; П — переходный; Т — турбулентный

усилением микрослоевого испарения у основания растущих паровых пузырей, действием эффекта Марангони. В зоне испарения наблюдаются различные режимы течения пленки (рис. II-9), которым соответствует различная интенсивность теплообмена.

Для характеристики режима течения применяют число Re для пленки

$$Re_{пл} = 4G/\mu = 4G_v/\nu. \quad (II-21)$$

При орошении горизонтальных труб:

$$G = G/2ln; \quad G_v = G/\rho = V/(2ln). \quad (II-22)$$

При орошении вертикальных труб:

$$G = G/(\pi dn); \quad G_v = V/(\pi dn), \quad (II-23)$$

где G — массовая плотность орошения, $кг/(м \cdot с)$; G_v — объемная плотность орошения, $м^3/(м \cdot с)$; G — массовый расход орошающей жидкости в пленке, $кг/с$; V — объемный расход орошающей жидкости в пленке, $м^3/с$; μ — динамический коэффициент вязкости жидкости, $Па \cdot с$; ν — кинематический коэффициент вязкости жидкости, $м^2/с$; n — число орошаемых труб; l — длина; d — диаметр каждой орошаемой трубы, $м$.

Следует иметь в виду, что в некоторых литературных источниках для характеристики режимов течения принято число $Re'_{пл} = G/\mu$, уменьшенное в 4 раза против значения, получаемого по уравнению (II-21).

Как показали наблюдения многих исследователей, при орошении вертикальных поверхностей, ламинарный режим течения наблюдается только на небольшом начальном участке. При низких числах Re поверхность пленки гладкая, появляющиеся локальные возмущения быстро исчезают. При увеличении $Re_{пл}$ (или плотности орошения) на некотором расстоянии от входа появляются первые небольшие волны, имеющие синусоидальную форму. Волновой фронт перпендикулярен направлению течения и не разрушается при движении. Максимальная скорость имеет место на гребне волны. Во впадинах скорость меньше, а иногда имеет и обратное направление. Первые волны во многих исследованиях наблюдались при $Re_{пл} = 20$.

Волнообразование может быть объяснено действием сил поверхностного натяжения, которые при течении в тонких слоях даже при небольшом искривлении поверхности, соизмеримы с силами вязкости.

При волновом течении толщина и скорость пленки имеют некоторые средние значения, а эффективная теплопроводность пленки несколько больше (примерно на 21 %), чем при ламинарном течении. Число $Re_{пл}$, характеризующее переход к турбулентному течению, называется критическим и, по данным различных авторов, имеет разные численные значения. В практических расчетах принимают $Re_{пл, кр} = 1600$ [57]. При турбулентном течении пленки теплоотдача возрастает с ростом плотности орошения (или числа

$Re_{пл})$ и имеет существенно бoльшие значения, чем при ламинарном.

При орошении горизонтальных труб гидродинамика имеет свои особенности. Применительно к хладагентам эти особенности описаны в главе V.

Для расчета гидродинамики и теплоотдачи в орошающей поверхности пленке (без кипения) предложен ряд теоретических и экспериментальных уравнений, приведенных в специальной литературе [20, 57, 72, 73, 76, 124], таких, как уравнение Нуссельта, Кутателадзе, Лабунцова, Даклера и др.

Теоретические уравнения, описывающие теплоотдачу в свободно стекающей и испаряющейся пленке, обычно представляют в виде

$$Nu_{пл} = f(Re_{пл}, Pr), \quad (II-24)$$

$Nu_{пл} = (\alpha/\lambda) (v^2/g)^{0,333}$ — число Нуссельта для пленки; $(v^2/g)^{0,333}$ — величина, пропорциональная толщине пленки $\delta_{пл}$.

Наиболее простой вид уравнения (II-24) получен для ламинарного течения пленки. Для турбулентного течения из-за более сложного профиля скоростей в пленке уравнения, получаемые для α , решают численным методом и представляют в виде графиков [73, 124].

При обобщении экспериментальных данных некоторые авторы используют выражение

$$\alpha \delta_{пл} / \lambda = f(Re_{пл}, Pr). \quad (II-25)$$

По Нуссельту, для ламинарного течения

$$\delta_{пл} = [3\mu\Gamma/(g\rho^2)]^{0,333} = (3\nu\Gamma/g)^{0,333}.$$

Подстановка в это выражение числа $Re_{пл}$ из уравнения (II-21) дает

$$\delta_{пл} = 0,91 (Re_{пл} v^2/g)^{0,333}. \quad (II-26)$$

При волновом течении толщина пленки уменьшается, что учитывается меньшим численным коэффициентом в уравнении (II-26). При турбулентном течении изменяется профиль скоростей и касательных напряжений в пленке

$$\delta_{пл} = (\eta_0^2 v^2/g)^{0,333}, \quad (II-27)$$

где η_0 — безразмерная толщина пленки, зависящая от коэффициента трения пленки о твердую поверхность и числа $Re_{пл}$ [73].

При обобщении экспериментальных данных часто учитывают влияние турбулентности потока, вводя в уравнение для $\delta_{пл}$ эмпирические численные величины. Полученные таким способом расчетные уравнения пригодны только для условий, аналогичных условиям эксперимента.

Экспериментальные исследования различных авторов позволяют считать, что на гидродинамику и теплоотдачу в зоне испарения кроме величин, учитываемых теоретическими формулами, влияют

следующие факторы: чистота обработки поверхности и материал труб; диаметр трубы и компоновка пучка горизонтальных труб; наклон вертикальной поверхности теплообмена; разбрызгивание жидкости при орошении, скорость пара и некоторые другие.

При ламинарном течении с возрастанием Γ теплоотдача уменьшается, при турбулентном — возрастает, а при переходном режиме практически не зависит от Γ . С уменьшением вязкости жидкости коэффициент теплоотдачи увеличивается, при этом усиливается и влияние Γ на теплоотдачу. Давление (температура) насыщения слабо влияет на α в этой области, за исключением того, что с ростом p уменьшается плотность теплового потока, соответствующая началу кипения ($q_{н.к}$ на рис. II-8).

Данные о влиянии шероховатости противоречивы. По экспериментам А. Г. Гагарина в ламинарно-волновом режиме толщина пленки, а следовательно, и теплоотдача не зависят от шероховатости, а в турбулентном увеличение чистоты обработки (от $\nabla 4$ до $\nabla 9$) уменьшает толщину пленки в 1,5—2 раза. По данным Ф. А. Овенко, влияние шероховатости не замечено.

С увеличением угла наклона поверхности толщина пленки уменьшается за счет увеличения скорости стекания.

При разбрызгивании в количестве до 15 % от плотности орошения коэффициент теплоотдачи уменьшается примерно на 2 % (данные А. Д. Чумаченко для воды). С увеличением шага труб и уменьшением вязкости жидкости степень разбрызгивания увеличивается.

В ряде опытов с водой и водными растворами обнаружено, что с увеличением диаметра трубы толщина пленки уменьшается. Для воды при $\Gamma = 0,08$ кг/(м·с) $\delta_{пл}$ уменьшается от 0,75 до 0,5 мм при увеличении диаметра трубы от 25 до 100 мм (данные А. Г. Гагарина).

С увеличением S/d теплоотдача возрастает из-за турбулизующего воздействия на пленку ударного набегающего потока жидкости.

Теплоотдача при развитом кипении в стекающей пленке подчиняется тем же закономерностям, что и в большом объеме. Некоторые особенности этого процесса состоят в том, что слой жидкости над поверхностью теплообмена имеет величину, соизмеримую с отрывным диаметром паровых пузырей, и в том, что образующиеся на поверхности нагрева пузыри движутся внутри пленки вместе с ней. При этом относительно большее количество жидкости подвергается воздействию процесса возникновения, роста и перемещения пузырей.

У поверхности теплообмена характер движения пленки и интенсивность теплоотдачи определяются совокупным воздействием силы тяжести и процесса парообразования, что влияет на гидродинамику и теплообмен. По результатам некоторых исследований частота отрыва паровых пузырей в пленке больше, а отрывной диаметр меньше, чем в большом объеме.

На интенсивность теплообмена при кипении в пленке главным образом влияют плотность теплового потока, давление, свойства

жидкости, шероховатость поверхности. Размеры труб, их компоновка и ориентация не должны изменять теплоотдачу. Влияние Γ на коэффициент теплоотдачи при кипении проявляется слабо; с ростом Γ возрастает только плотность теплового потока, соответствующая началу кипения.

Изложенные в разделе II.4 представления позволяют указать общие принципы интенсификации процесса теплообмена в стекающей пленке. К ним относятся (в зоне испарения): работа в турбулентном режиме и увеличение плотности орошения; использование гладких поверхностей; увеличение шага по высоте трубного пучка; применение наклонных труб в вертикальных аппаратах и др. В зоне кипения теплоотдача может быть увеличена путем уменьшения Γ , увеличения шероховатости поверхности, оребрения труб мелкими и частыми ребрами и, конечно, увеличения плотности теплового потока. Вместе с тем количественные характеристики процесса и рекомендации по его интенсификации применительно к оросительным испарителям могут быть установлены на основании экспериментальных исследований с хладагентами в соответствующих условиях. Эти вопросы изложены в главе V.

II.5. Теплообмен при кипении внутри вертикальных и горизонтальных труб

Теплообмен при кипении внутри труб тесно связан с гидродинамикой потока. При движении кипящей жидкости вдоль трубы непрерывно увеличивается паросодержание смеси x за счет уменьшения жидкой фазы. Вследствие этого по длине трубы наблюдается изменение гидродинамической структуры потока. На рис. II-10, *a* изображена последовательная смена структур двухфазного потока по высоте в вертикальной трубе. Здесь можно различить три основные области: область подогрева жидкости (экономайзерная) при $x = 0$; область кипения парожидкостной смеси при $0 < x < 1$; область перегрева пара при $x = 1$.

В область кипения входят участки с пузырьковым, снарядным, кольцевым и дисперсным режимами потоков. При пузырьковом режиме двухфазный поток состоит из жидкости и равномерно распределенных в ней мелких пузырьков пара. При увеличении паросодержания некоторые пузырьки сливаются, образуя крупные пузырьки — «снаряды» (пробки), размер которых соизмерим с диаметром трубы. При снарядном режиме пар движется в виде отдельных крупных пузырей, разделенных прослойками парожидкостной эмульсии. Кольцевой режим возникает при дальнейшем росте паросодержания, когда происходит слияние отдельных пузырей (снарядов), в сплошной поток пара, движущийся в центре трубы при наличии у стенки трубы тонкого кольцевого слоя жидкости. По мере испарения толщина этого кольцевого слоя постепенно уменьшается. После полного исчезновения кольцевого слоя наступает дисперсный режим (область подсыхания), когда стенки трубы