

РОЗДІЛ 3

ХОЛОДИЛЬНІ ТА СУПУТНІ ТЕХНОЛОГІЇ

УДК 621.565

В.Л. Бондаренко*, **Т.В. Дьяченко***, **О.В. Дьяченко****

* Одеська національна академія харчових технологій,

Навчально-науковий інститут холоду, криотехнологій та екоенергетики ім. В.С. Мартиновського,
вул. Дворянська, 1/3, Одеса, 65082

** ТОВ «Айсблік», вул. Пастера, 29, Одеса, 65026

МЕТОДИКА ПРОЕКТНОГО РОЗРАХУНКУ ПРОТИТОЧНИХ ДЕФЛЕГМАТОРІВ, ЯКІ ВИКОРИСТОВУЮТЬСЯ В ТЕХНОЛОГІЇ ЗБАГАЧЕННЯ НЕОНОГЕЛІЄВОЇ СУМІШІ

Досліджені конструкції прямиотрубних поточних конденсаторів. Показані результати оптимізації апаратів за питомою поверхнею тепломасообміну. Проведений енергетичний аналіз дефлегматорів для отримання неонгелієвої суміші, проаналізовані способи їх розрахунку. Запропонована методика конструктивного розрахунку поточних конденсаторів (дефлегматорів), наведені результати та порівняні з даними, отриманими в умовах експлуатації промислових дефлегматорів.

Ключові слова: Конденсатор-випарник – Неонгелієва суміш – Дефлегматор.

В.Л. Бондаренко*, **Т.В. Дьяченко***, **О.В. Дьяченко****

* Одесская национальная академия пищевых технологий (ОНАПТ),

Учебно-научный институт холода, криотехнологий и экоэнергетики им. В.С. Мартыновского,
ул. Дворянская, 1/3, Одесса, 65082

** ООО «Айсблик», ул. Пастера, 29, Одесса, 65026

МЕТОДИКА ПРОЕКТНОГО РАСЧЕТА ПРОТИВОТОЧНЫХ ДЕФЛЕГМАТОРОВ, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ В ТЕХНОЛОГИИ ОБОГАЩЕНИЯ НЕОНОГЕЛИЕВОЙ СМЕСИ

Исследованы конструкции прямиотрубных поточных конденсаторов. Показаны результаты оптимизации аппаратов по удельной поверхности теплообмена. Проведен энергетический анализ дефлегматоров для получения неонгелиевой смеси, проанализированы способы их расчета. Предложена методика конструктивного расчета поточных конденсаторов (дефлегматоров), приведены результаты и сопоставлены с данными, полученными в условиях эксплуатации промышленных дефлегматоров.

Ключевые слова: Конденсатор-испаритель – Неонгелиевая смесь – Дефлегматор.

V.L. Bondarenko*, **T.V. Diachenko***, **O.V. Diachenko****

* Odessa National Academy of Food Technologies, Educational and Research Institute of Refrigeration, cryotechnology and Ecoenergetics n.a. V.S. Martynovskiy, Dvoryanskaya Str., 1/3, Odessa, 65082

** Iceblick Ltd., 29, Pastera Str., Odessa, 65026

DESIGN CALCULATION METHOD OF THE TOWARD FLOW REFLUX CONDENSERS, USED IN THE TECHNOLOGIES OF NE-HE MIXTURE ENRICHMENT

Designs of straight pipes flow condensers are investigated. The optimization results of devices on specific heat exchanger surface are shown. The energy analysis of reflux condensers for Ne-He mixture receiving is organized, the ways of their settlement are analysed. Methods of flow condensers (reflux condensers) constructive calculating is offered, the results are given and are compared with data, got under operating condition of industrial reflux condensers.

Keywords: Condenser-evaporater – Neon-helium mixture – Reflux condenser.

I. ВВЕДЕНИЕ

Конденсаторы-испарители (КИ) используются в различных технологических процессах. По конструктивному исполнению [1-9] аппараты бывают:

– кожухотрубные (широко применяются в химических технологиях, например, в установках

разделения воздуха, в узлах обогащения инертных газов и т.п.);

– труба в трубе (как правило, аппараты малых нагрузок);

– пластинчатые (используются в холодильной технике, в частности, в водоаммиачном абсорбционном цикле);

– пластинчато-ребристые (эффективные конденсаторы-испарители в блоках разделения воздуха).

В установках средней и малой производительности наиболее широкое применение нашли кожухотрубные аппараты, отличающиеся простотой изготовления и малым сопротивлением межтрубного пространства.

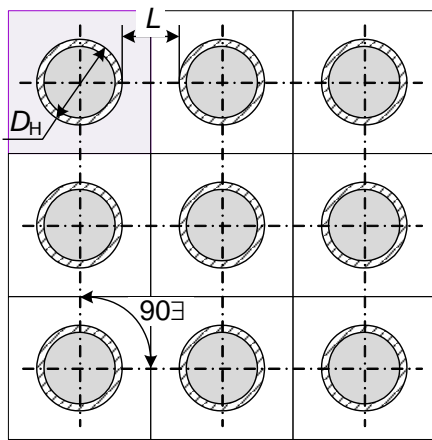
II. ОПТИМИЗАЦИЯ ГЕОМЕТРИИ ПРЯМОТРУБНЫХ АППАРАТОВ

Эффективность работы конденсаторов-испарителей оценивается по их удельным характеристикам: поверхности теплообмена и металлоемкости. Удельная поверхность теплообмена

$$f = \frac{F}{V}, \quad (1)$$

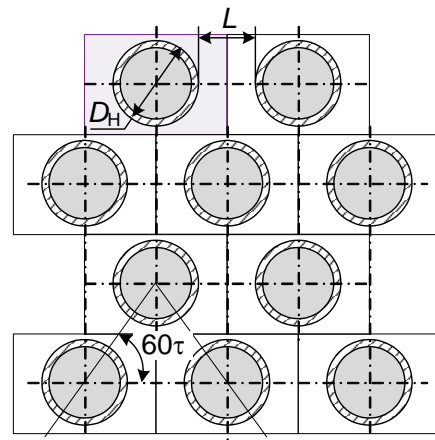
где F – теплообменная поверхность, m^2 ; V – объем трубного пространства, m^3 .

В технологическом оборудовании используют три основных способа размещения труб в пучке [10, 11]: коридорное, шахматное и радиальное (рисунок 1, а-в). На первый взгляд, множество определяющих размеров допускает многовариантность конструктивных исполнений. В действительности, выбор конкретной структуры пучка задается располагаемым сортаментом труб [12] и, во многом, ограничен технологией соединения элементов трубной решетки. Минимальное расстояние между трубками находится в интервале 6...10 мм.



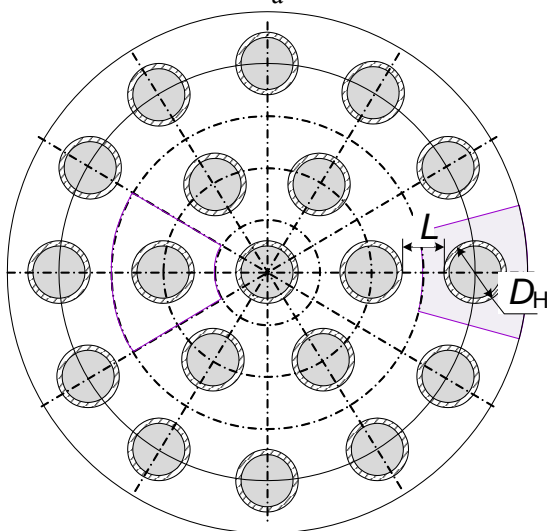
$$f_1 = \frac{\pi D_H}{(D_H + L)^2} = \frac{3,14 \cdot D_H}{(D_H + L)^2}$$

а



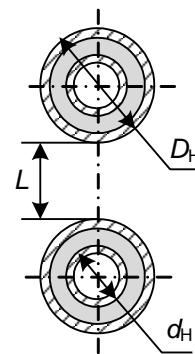
$$f_2 = \frac{2 \pi D_H}{\sqrt{3} (D_H + L)^2} = \frac{3,63 \cdot D_H}{(D_H + L)^2}$$

б



$$f_3 = \frac{3 \cdot D_H}{(D_H + L)^2}$$

в



$$f_2^{III} = \frac{3,63 \cdot D_H}{(D_H + L)^2} + \frac{3,63 \cdot (d_H - 2 \cdot \delta)}{(D_H + L)^2}$$

г

Рисунок 1 – Варианты компоновок прямотрубных теплообменников.

Расположение трубок в пучке: а – коридорное; б – шахматное; в – радиальное; г – две трубки с движением прямого потока в кольцевом канале. Поверхность теплообмена – поверхность, омываемая хладагентом.

Обозначения: D_H, d_H – наружные диаметры внешней и внутренней трубок, соответственно, м; δ – толщина стенки внутренней трубки, м; L – расстояние между трубками «под сварку», м

На рисунку 1 приведені формули для розрахунку удельної поверхності теплообмена, відповідуючі типам трубних пучків. Вони були виведені для одиниці довжини з урахуванням показаних геометричних побудов при допущеннях:

– виділений контур обмежує ділянку перпендикулярної поверхності, що припадає на одну трубку;

– «краєві» ефекти (вплив ділянки, близької до зовнішньої обечайки і центральної трубки при радіальному розташуванні труб) не враховуються;

– площа криволинійної трапеції для радіального пучка розраховується як добуток її висоти на довжину частини окружності, на якій розташовані трубки ряду, що припадає на одну трубку.

Аналіз формул (2)-(4) (см. рисунок 1) показує, що удельна поверхність теплообмена не залежить від числа труб в пучку. При цьому шахмат-

ний пучок більш ефективний, ніж коридорний (рисунок 2). Незважаючи на те, що радіальне розташування труб, здавалося б, є найбільш природним для теплообмінних апаратів круглого поперечного перерізу, при заданих умовах розміщення воно є найменш ефективним.

Удельна поверхність теплообмена збільшується з зменшення діаметра трубок і відстані між ними. Додаткового збільшення удельної поверхності можна досягти шляхом використання кільцевого каналу. На рисунку 1-г схематично показані дві трубки шахматного пучка з розміщеними всередині трубками меншого діаметра і формула для розрахунку поверхності теплообмена, виведена з урахуванням цього. В разі застосування кільцевого каналу удельна поверхність теплообмена збільшується на величину, пропорційну довжині окружності $d_{вн}$ (5).

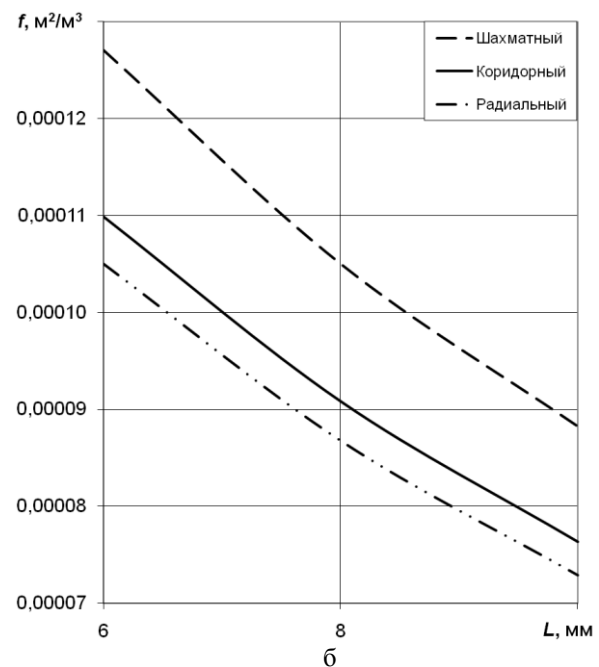
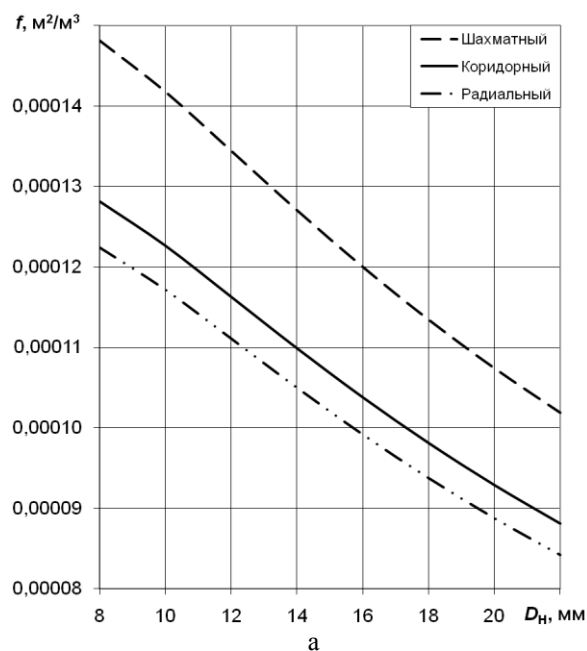


Рисунок 2 – Залежність удельної поверхності теплообмена від діаметра зовнішньої трубки для $L = 6$ мм (а) і відстані між трубками для $D_n = 14$ мм (б)

III. МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ДЕФЛЕГМАТОРІВ ДЛЯ ОБОГАЩЕННЯ НЕОНОГЕЛІЄВОЇ СМЕСІ

Розрахунок конденсаторів-испарителів, як правило, не представляє труднощів [7]. Якщо процес теплообміну супроводжується масообміном (частичною конденсацією або випаровуванням одного з компонентів) можна використовувати два підходи.

1. Застосувати методику розрахунку масообмінного апарату (поточного конденсатора або дефлегматора) з урахуванням теплових ефектів.

2. Врахувати вплив масообміну в розрахунок теплообмінного апарату (конденсатора-испарителя).

Першим кроком при розрахунок дефлегматора для обогачення неонгелієвої суміші є оцінка

величини теплового потоку (навантаження), який потрібно забезпечити для внутрітрубної частинної конденсації азоту з трьохкомпонентної суміші (Ne+He)-N₂. При цьому в міжтрубному просторі, як правило, випаровується зовнішній хладагент (рідкий азот).

Матеріальний баланс апарату без урахування тепловитоків визначається системою рівнянь (см. позначення на рис. 3) [13]:

$$\left. \begin{aligned} G_C &= G_{П} + G_{Ж} \\ G_C z &= G_{П} y + G_{Ж} x \end{aligned} \right\}, \quad (6)$$

де G_C , $G_{П}$, $G_{Ж}$ – масові витрати, кг/с; z , y , x – концентрації [кг/кг] в відповідних точках дефлегматора.

В результаті перетворень отримаємо:

$$G_C = G_{Ж} \frac{x - y}{z - y}. \quad (7)$$

Удельную тепловую нагрузку дефлегматора можно определить из энергетического баланса аппарата:

$$G_C h_C = G_{Ж} h_{Ж} + G_{П} h_{П} + Q_{ДЕФ}, \quad (8)$$

где $h_{Ж}$, h_C , $h_{П}$ – энтальпия смеси в расчетных точках, кДж/кг; $Q_{ДЕФ}$ – теплопритоки к дефлегматору, Вт.

G_C , полученное из (6), подставим в (8) и разделим на $G_{П}$. После преобразований получим выражение для удельной нагрузки:

$$q_{ДЕФ} = \frac{Q_{ДЕФ}}{G_{П}} = h_C - h_{П} + \frac{G_{Ж}}{G_{П}} (h_C - h_{Ж}). \quad (9)$$

Из второго уравнения системы (6):

$$\frac{G_{Ж}}{G_{П}} = \frac{y - z}{z - x}. \quad (10)$$

Подставив в (9), получим:

$$q_{ДЕФ} = h_C - h_{П} + \frac{y - z}{z - x} (h_C - h_{Ж}). \quad (11)$$

Удельный расход G_{N_2} испаряемого потока (хладагента) в промышленных аппаратах определяется рядом технических факторов: типом теплопередающей поверхности, компоновочным решением (габаритами), эффективностью теплоизоляции; степенью рекуперации теплоты и т. п. [7, 11, 14].

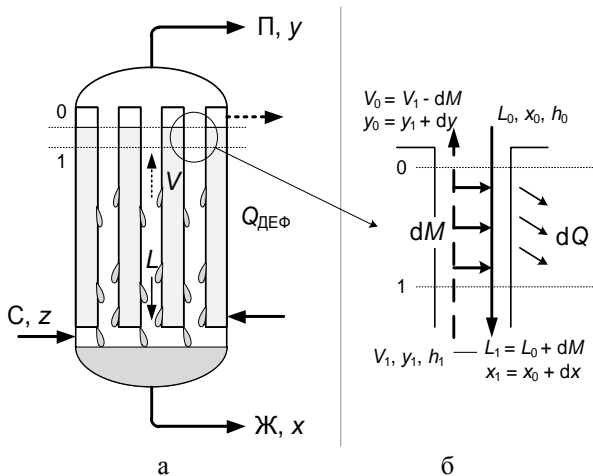


Рисунок 3 – Расчетная схема дефлегматора (а) и схематическое изображение потоков теплоты и массы на элементарном участке (б).

Обозначения: C – поток смеси; $Ж$ – жидкая; $П$ – паровая фракции; z – содержание низкокипящего компонента во входящей смеси, x , y – концентрации жидкой и паровой фракций, соответственно

3.1. Расчет поточного конденсатора с учетом тепловых эффектов. Приведенная методика разработана автором [6] для поверочного расчета дефлегматоров и случая обогащения бинарной смеси. Она позволяет определить температуры и концентрации потоков, массу хладагента (азота), потребляемого аппаратом.

В соответствии с методикой дефлегматор разбивается перпендикулярными сечениями на ряд последовательных участков (например, сверху вниз, рисунок 3). На каждом участке определяется масса сконденсировавшегося азота ΔM , концентрации жидкости по низкокипящему компоненту x_i и пара y_i в нижнем сечении отдельного участка. Например, для первого участка:

$$dM = \frac{dQ}{r_{конд} \bar{y}_1}, \quad (12)$$

где dQ – количество отведенного тепла; $r_{конд}$ – теплота конденсации пара; $\bar{y}_1 = 0,5(y_0 + y_1)$ – среднее значение концентраций в паре. При известном составе входной смеси концентрации жидкости и пара на нижней границе первого участка будут равны:

$$y_1 = \frac{V_0 y_0 + \bar{x}_1 \Delta M}{V_0 + \Delta M}; \quad (13)$$

$$x_1 = \frac{L_0 x_0 + \bar{x}_1 \Delta M}{L_0 + \Delta M}, \quad (14)$$

где V_0 и L_0 – расходы пара и жидкости в верхнем сечении участка; y_0 , x_0 – концентрации пара и жидкости в верхнем сечении участка, соответственно; $\bar{x}_1 = 0,5(x_0 + x_1)$ – среднее значение концентрации жидкости на участке.

Поскольку пар в любом сечении является насыщенным, зная уравнение состояния для заданной смеси, можно вычислить его температуру.

В соответствии с моделью [6] только в верхнем сечении первого участка образующийся конденсат находится в термодинамическом равновесии с паром. Жидкая фаза контактирует с охлаждающей стенкой и формируется из жидкости, стекающей с верхнего участка и конденсата, равновесного пара в рассматриваемом сечении и поэтому не является равновесной парю.

Изложенные рассуждения повторяются для каждого участка до нижней границы аппарата. Основной недостаток изложенного метода – он не позволяет осуществлять проектный расчет дефлегматора.

3.2. Методика расчета конденсатора-испарителя с учетом влияния массообмена, разработанная на базе изучения литературных источников [7-9, 11, 14-18] изложена в таблице 1. Исходными данными для расчета являются:

- расход исходной смеси на входе в дефлегматор;
- давление в аппарате;
- температурный уровень охлаждения.

Геометрические параметры (диаметр трубок и их число в аппарате) первоначально задается из конструктивных соображений и уточняется в процессе итерационных расчетов.

Таблиця 1 – Методика расчета конденсатора-испарителя с учетом массообменных процессов

Величина	Ед. изм.	Формула
Конденсация внутри труб		
Количество сконденсировавшегося азота	м ³ /ч	$\Delta G_{N_2} = G_{N_2}^{BX} - G_{N_2}^{ВЫХ}$ (16)
Количество теплоты, необходимое для конденсации азота	кВт	$Q_{\text{конд}} = r \Delta G$ (17)
Количество теплоты, необходимое для охлаждения потока	кВт	$Q_{\text{охл}} = \sum_{i=1}^3 G_i C_{p_i} (T_{BX} - T_{ВЫХ})$ (18)
Суммарный тепловой поток	кВт	$Q = Q_{\text{конд}} + Q_{\text{охл}}$ (19)
Площадь живого сечения трубы	м ²	$S_{\text{вн}} = \frac{\pi d_{\text{вн}}^2}{4}$ (20)
Скорость газа внутри трубок	м/с	$w_{\text{вн}} = \frac{V}{3600 S_{\text{вн}} n}$ (21)
Число Рейнольдса	—	$Re_{\text{вн}} = \frac{w_{\text{вн}} d_{\text{вн}}}{\nu_{\text{вн}}}$ (22)
Число Нуссельта [11, 14]	—	$Nu = c Re_{\text{вн}}^{0,8} Pr_{\text{вн}}^{0,43}$ (23)
Коэффициент теплоотдачи внутри трубок	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\alpha_{\text{вн}} = \frac{\lambda_{\text{вн}} Nu_{\text{вн}}}{d_{\text{вн}}}$ (24)
Далее задаемся температурой стенки $T_{\text{СТ}}$ и продолжаем расчет итерационным методом. Температуру стенки определяем графическим методом [7].		
Определяем поверхность теплообмена F	м ²	$F = \frac{Q}{\alpha_{\text{вн}} (T_{\text{СТ}} - T_S)}$ (25)
Удельный тепловой поток q равен	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$	$q = \frac{Q}{F}$ (26)
Испарение в межтрубном пространстве		
Определяем l_* [11, 14]	м	$l_* = \frac{\rho_{\text{ж}} C_{p_{\text{ж}}} \sigma_{\text{ж}} T_S}{(r \rho_{\text{п}})^2}$ (27)
Число Рейнольдса [11, 14]	—	$Re_* = \frac{q l_*}{r \rho_{\text{п}} \nu}$ (28)
Число Нуссельта [11, 14]	—	$Nu_* = 0,0625 Re_*^{0,5} Pr^{0,33}$ (29)
Коэффициент теплоотдачи	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\alpha = \frac{\lambda Nu_*}{l_*}$ (30)
Коэффициент теплопередачи [2]	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$k = \left(\frac{1}{\alpha_{\text{вн}}} \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{вн}}} + \frac{1}{\alpha} \right)^{-1}$ (31)
Теплообменная поверхность	м ²	$F = \frac{Q}{k (T_{\text{CP}} - T_S)}$ (32)
Длина трубки	м	$L = \frac{F K_3}{\pi d n}$ (33)

Обозначения, принятые в формулах таблицы: $d_{\text{вн}}$ и d – внутренний и наружный диаметр трубок, м; C_{p_i} – теплоемкость каждого компонента смеси, кДж/(кг К); $\nu_{\text{вн}}$ и ν – коэффициент кинематической вязкости внутри трубок и в межтрубном пространстве, соответственно, м²/с; Re – число Рейнольдса; $Pr_{\text{вн}}$, $Pr_{\text{внс}}$ и Pr – число Прандтля внутри трубок при средней температуре потока и температуре стенки, для насыщенного азота при $P = 0,12$ МПа, соответственно; $(Pr_{\text{вн}}/Pr_{\text{внс}})^{0,25} \approx 1$; c – коэффициент, учитывающий неполную конденсацию азота из смеси; $\lambda_{\text{вн}}$ и λ – коэффициент теплопроводности потока внутри трубы и в межтрубном пространстве, Вт/(м К); $T_{\text{ВХ}}$ и $T_{\text{ВЫХ}}$ – температура на входе и на выходе, К; T_S – температура насыщения азота при давлении в азотной ванне, К; r – теплота парообразования для азота, кДж/кг; $\rho_{\text{ж}}$ и $\rho_{\text{п}}$ – плотность жидкого и газообразного азота, кг/м³; $C_{p_{\text{ж}}}$ – теплоемкость жидкого азота, кДж/(кг К); $\sigma_{\text{ж}}$ – коэффициент поверхностного натяжения жидкого азота, Н/м; α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); $T_{\text{СТ}}$ – температура стенки, К; T_{CP} – средняя температура смеси внутри трубы, К; $K_3 = 1,4$ – коэффициент запаса поверхности.

Представленная методика пригодна как для круглых, так и для кольцевых каналов. В случае канала некруглой формы в качестве определяющего размера принимается эквивалентный диаметр. Для кольцевого канала это $(D_{вн} - d_{н})$ (рисунок 1, г).

Как показали исследования, расчет коэффициента теплоотдачи при испарении в межтрубном пространстве с достаточной точностью можно производить по критериальным зависимостям для кипения в большом объеме. Неизвестная температура стенки $T_{ст}$ определяется графоаналитическим методом [7].

Число Нуссельта при частичной конденсации азота внутри трубы рассчитывается по формуле (23). Влияние массообмена учитывается по методике, рекомендованной профессором Гогонным И.И. [18] путем введения коэффициента c , для расчета которого рекомендовано выражение:

$$c = 0,5 \left(\sqrt{1 + x_1 \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} - 1 \right)} + \sqrt{1 + x_2 \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} - 1 \right)} \right), \quad (15)$$

где x_1 и x_2 – массовые расходные паросодержания во входном и выходном сечениях; $\rho_{ж}$ и $\rho_{п}$ – плотность жидкости и пара, соответственно, кг/м^3 .

Как показали расчеты, в процессе обогащения неонгелиевой смеси коэффициент c находится в интервале 5,3...6,1 в зависимости от давления и температуры потока.

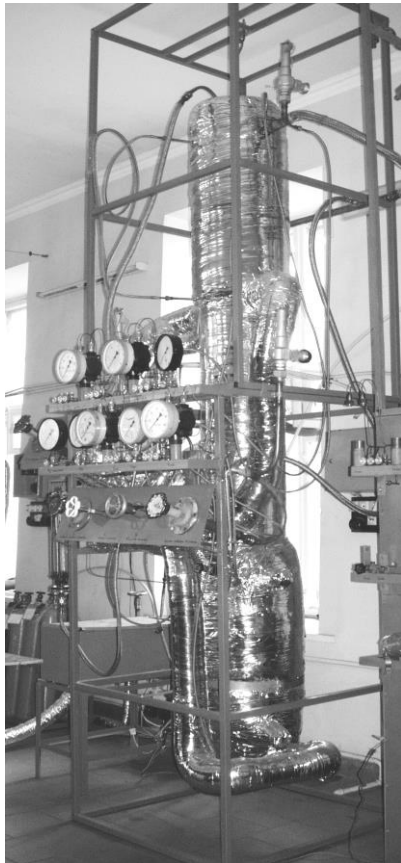
IV. АПРОБАЦИЯ МЕТОДИКИ

4.1. Конденсатор насадочной ректификационной колонны. В 2010 г. на кафедре криогенной техники ОНАПТ на технической базе ООО «Айсблик» (Одесса) был разработан аппарат первичного концентрирования (АПК, рисунок 4, а) [19], который был предназначен для моделирования условий обогащения Ne-He смеси в установках разделения воздуха средней производительности, не оборудованных узлами предварительного обогащения инертных газов.

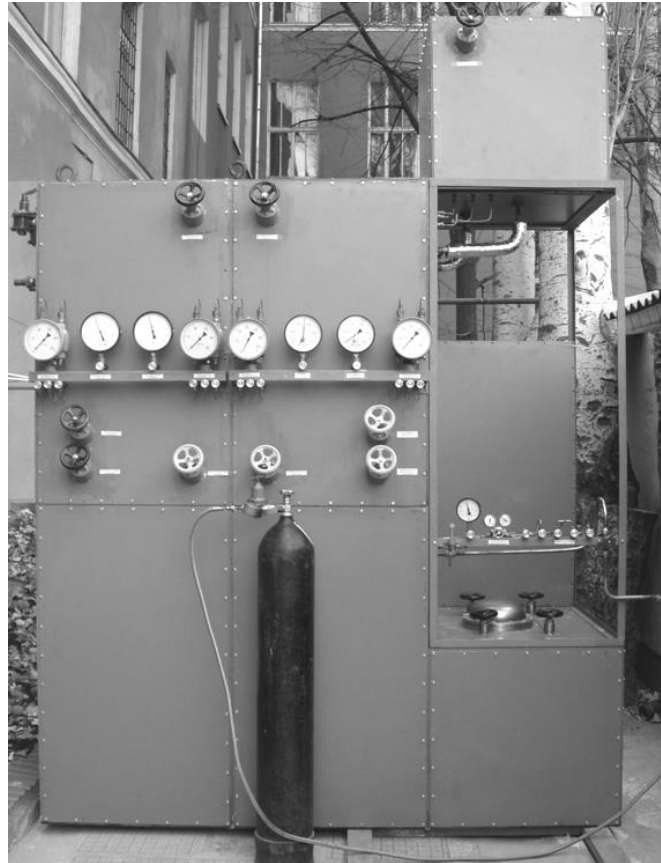
По конструкции – это теплообменный ректификационный аппарат, в составе которого есть конденсатор, насадочная часть и испаритель. Прямотрубный конденсатор ограничен двумя днищами. Шахматный трубный пучок состоит из 94-х трубок $\varnothing 14 \times 1,5$ мм, смонтированных в кожухе $\varnothing 250$ мм.

Порядок работы. Смесь поступает в нижнюю часть массообменного участка. Обогащение происходит сначала в насадке, а, затем – в конденсаторе колонны. В межтрубном пространстве конденсатора находится хладагент (жидкий азот атмосферного давления).

Расчет был произведен для смеси (Ne-He)-N₂ при давлениях в трубном пространстве в интервале 0,25...0,35 МПа (таблица 2) в соответствии с методикой, изложенной в таблице 1.



а



б

Рисунок 4 – Внешний вид опытно-промышленного аппарата для первичного концентрирования неонгелиевой смеси (а) [19] и промышленного дефлегматора (б) производства фирмы «Айсблик» (Одесса) [5]

Таблиця 2 – Результати расчета конденсатора АПК

Параметр	Ед. изм.	Величина		
Исходные данные				
Концентрация азота на входе u_{N_2}	%	98		
Концентрация азота на выходе $u_{N_2}^{вых}$	%	40		
Расход смеси Ne-He-N ₂ на входе в трубное пространство V	нм ³ /ч	200		
Расход смеси на выходе $V_{вых}$	нм ³ /ч	6,66		
Давление в межтрубном пространстве P_{N_2}	МПа	0,12		
Давление внутри трубок $P_{вн}$	МПа	0,25	0,3	0,35
Температура конденсируемого потока на входе $T_{вх}$	К	85,71	87,91	89,42
Температура конденсируемого потока на выходе $T_{вых}$	К	82,17	84,12	85,66
Результаты расчета				
Средняя температура в трубном пространстве $T_{ср}$	К	83,94	86,02	87,54
Поверхность теплообмена F	м ²	8,77	4,42	3,06
Длина трубки L	м	2,97	1,50	1,04

Анализ результатов показал, что с ростом давления в трубном пространстве увеличивается средняя разность температур между потоками и для передачи одинакового теплового потока требуется меньшая поверхность теплообмена.

В результате исследований был изготовлен и испытан аппарат первичного концентрирования с длиной трубок в конденсаторе 1,2 м. Тестирование АПК при заданных расходах подтвердило хорошую сходимость проектных расчетов с результатами испытаний [19].

4.2. Расчет противоточных ступеней промышленных дефлегматоров. Промышленные образцы дефлегматоров представляет собой комплекс из 2-3-х ступеней конденсации, объединенных в одном корпусе [5]. Первая, прямоточная, ступень может быть как витой, так и прямотрубной. Последующие ступени, как правило, прямотрубные.

Основная масса примеси конденсируется в первой ступени, в которой жидкость и пар движутся в одном направлении. Эта ступень характеризуется низкой степенью извлечения вследствие отсутствия разности температур между жидкой и газообразной фазами, выходящими из аппарата [1-3]. В противоточных ступенях пар и жидкость находятся на разных изотермах диаграммы состояния [1, 3]. Пар дополнительно охлаждается, содержание высококипящего компонента (азота) в нем снижается. Концентрации целевых компонентов (неона и гелия) приближаются к равновесным для заданной температуры охлаждения.

В качестве объектов исследования были приняты две противоточные ступени дефлегматора (рисунок 4, б [5], таблица 3). Расчет был произведен для смеси (Ne-He)-N₂ (без учета водорода, который, присутствует в смеси в промышленных условиях). Расход смеси на входе в дефлегматор составляет 10...25 нм³/ч, концентрация Ne-He на выходе – 92 % об. Особенностью конструкции

аппаратов является использование кольцевого канала при шахматном расположении труб в пучке.

Исходные данные и результаты расчетных исследований представлены в таблице 3. Несмотря на разную расчетную длину, полученную для второй и третьей ступеней аппарата, обе ступени были изготовлены из трубок длиной 1,4 м. Это позволило частично их унифицировать и облегчить монтаж промышленного образца.

V. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Исследование различных методик расчета прямотрубных дефлегматоров для обогащения неонгелиевой смеси показало:

- поскольку геометрические характеристики пучка влияют на эффективность работы теплообменного аппарата, на первом этапе проектирования прямотрубных конденсаторов рекомендуется произвести оптимизацию их конструкции по удельной поверхности теплообмена;

- известны две модели расчета поточных конденсаторов: расчет массообменного аппарата (дефлегматора) с учетом теплообмена и расчет теплообменного аппарата (конденсатора-испарителя) с учетом массообмена. Первая методика позволяет выполнить поверочный расчет существующего аппарата, вторая – как поверочный, так и конструктивный;

- на базе последней модели была разработана конструкция и изготовлен конденсатор, входящий в состав аппарата первичного обогащения смеси (Ne-He)-N₂ с 1...3 % до 60...90 % об. (Ne-He). Тестирование АПК при заданных расходах подтвердило хорошую сходимость проектных расчетов с результатами испытаний;

- предложенная модель позволяет проектировать промышленные аппараты конденсационного обогащения смеси (Ne-He)-N₂. В результате работы дефлегматоров достигнута заданная степень обогащения инертных газов.

20. Fluid Thermodynamic and Transport Properties of Refrigerants and Refrigerant Mixtures (REFPROP. Version 8.0): [U.S. Department of Commerce] // National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg, Maryland. – NIST. – 2007.

REFERENCES

1. **Golovko G.A.** Uatanovki dlya proizvodstva inertnih gasov.. – L.: Mashinostroenie, Leningr. otd., 1974. – 383 s.
2. **Arkharov A.M., Arkhrov I.A., Belyakov V.P.** . Kriogennie sistemi.– M.: Mashinostroenie, 1999. – T. 2. – 720 s.
3. **Bondarenko V.L., Simonenko Yu.M.** Kriogennie sistemi izvlicheniya redkih gasov.– Odessa: Astroprint, 2013. – 332 s.
4. Sistemi predvaritelnoy ochistki neono-gelievoy smesi ot azota. M.Yu. Belov, A.P. Grafov, A.B. Eliseev i dr.// Vestnik MGTU. Seriya «Mashinostroenie». spetsvipusk «Kriogennaya I kholodilnaya tekhnika. Kriomeditsina». – M.: MGTU. – 1996. – S. 70-73.
5. Opit sozdaniya promishlennih ustanovok dlya kondensatsionnogo obogatsheniya Ne-He smesi, izvlikayemoy iz atmisfernogo vozduha. V.L. Bondarenko, T.V. Diachenko, N.P. Losyakov i dr. // Kholodilna tekhnika ta tekhnologiya. – 2010. – № 3 (125). – S. 23-30.
6. **Taran V.N.** Opisaniye protsessov v dephlegmatore I rastchet ego harakteristik. // Tekhnicheskie gazi. – 2007. – № 1. – S. 18-23.
7. Primeri rastchetov ustanovok glubokogo ohlagdeniya. / [pod red. S.S. Budnevicha]. – L.: Mashinostroenie, 1979. – 367 s.
8. **V.A. Grigoriev, Yu.I. Krokhin.** Teplomassoobmennie apparati kriogennoy tehniki. – M.: Energiya, 1982. – 311 s.
9. Spravchnik po teploobmennikam: v 2 t.: [per. s angl.] / [pod red. B.S. Petukhova, V.K. Shikova]. – M.: Energoatomizdat, 1987. – T.1. – 560 s.
10. **Ignatov Yu.Ya.** Primeri raschetov kriogennix adsorbtsionnikh system. – L.: LTIHP – 1985. – 81 s.
11. **Isachenko V.P., Osipova V.A., Sukomel A.S.** Teploperedacha. – Izd. 2. – M.: Energiya, 1969. – 440 s., s ill.
12. Gost 8734-75. Trubi stalnie besshovnie holodnoformirovaniye. – M.: IPK, izd. standartov. – 1996. – 18 s.
13. **Vasutinskiy S.Yu.** Teoreticheskie osnovi razdeleniya smesey. – Odessa: Astroprint, 2006. – 228 s.
14. **Pogorelov A.I.** Teplomassoobmen (osnovi i teoriya restcheta). – Odessa: Chernomorye, 1999. – 128 s.
15. **Kutateladze S.S.** Teploperedacha pri kondensatsii i kipenii. – L.: Mashgiz., 1952. – 231 s.
16. **Kutateladze S.S.** Osnovi teorii teploobmena. – Novosibirsk: Izd. Nauka, sib.otd., 1970. – 359 s.
17. **Kutateladze S.S., Konsetov V.V.** Teploobmen pri kondensatsii para vnutri vertikalnih trub.// Izd. VUZov. Energetika. – 1961. – № 11. – S. 63-69.
18. **Gogonin I.I.** Analiz eksperimentalnih dannih pri kondensatsii dvizutshegosya para vnutri vertikalnih trub.// Inzhenerno-tekhnicheskiy zhurnal. – 2004. – T. 77. – № 2. – S. 167-180.
19. **Diachenko T.V.** Poluchenie neona i geliya iz nizkopontsialnih gazovih smesey metodom fazovoy separatsii. Avtorefer. diss. na soisk. st. kand. tehn. nauk po spec.: 05.14.06 – «Tekhnicheskaya teplofizika I promishlennaya teploenergetika». – Odessa: OGAH, 2011. – 20 s.
20. Fluid Thermodynamic and Transport Properties of Refrigerants and Refrigerant Mixtures (REFPROP. Version 8.0): [U.S. Department of Commerce] // National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg, Maryland. – NIST. – 2007.

DESIGN CALCULATION METHOD OF THE TOWARD FLOW REFLUX CONDENSERS, USED IN THE TECHNOLOGIES OF NE-HE MIXTURE ENRICHMENT

In article the results of the straight pipe reflux condensers on a specific surface of heat exchange optimization are presented. The analysis showed that the specific surface doesn't depend on number of pipes in a bunch. The bunch type, diameter of pipes and distance between them are defining. The energetic analysis of dephlegmators for receiving neon-helium mixture is carried out, ways of their calculation are analyzed. The settlement scheme of a dephlegmator and the schematic image of warmth and mass streams in an elementary site are given. Two ways of dephlegmators for neon-helium mixture enrichment calculation are stated. The technique of reflux condensers (dephlegmators) constructive calculation is offered, research results are given and with the data obtained under operating conditions of industrial dephlegmators are compared.

Keywords: Condenser-evaporater – Neon-helium mixture – Reflux condenser.

Отримана в редакції 18.12.2013, прийнята до друку 04.03.2014