

РАЗДЕЛ 1**ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА**

УДК 621.565

В.Л. Бондаренко, Ю.М. Симоненко, А.П. Чуклин

Одесская национальная академия пищевых технологий, Учебно-научный институт холода, криотехнологий и экоэнергетики им. В.С. Мартьяновского, ул. Дворянская, 1/3, Одесса, 65082

РАСЧЕТ СЕПАРАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ НА МЕМБРАНАХ ИЗ ПОЛЫХ ВОЛОКОН

Расчетная модель, представленная в работе, позволяет определять основные параметры процесса разделения многокомпонентной смеси на полволоконной полимерной мембране. Приведены вычислительные алгоритмы для схем с прямоточным и противоточным способом организации потоков внутри мембраны. Рассмотрены результаты вычислений для случая разделения воздуха и многокомпонентной смеси редких газов. Проведено сравнение экспериментальных данных с результатами расчётной модели.

Ключевые слова: Газовые смеси – Инертные газы – Мембранные технологии

В.Л. Бондаренко, Ю.М. Симоненко, А.П. Чуклин

Одеська національна академія харчових технологій, Учбово-науковий інститут холоду, криотехнологій та екоенергетики ім. В.С. Мартьяновського, ул. Дворянська, 1/3, Одеса, 65082

РОЗРАХУНОК СЕПАРАЦІЇ БАГАТОКОМПОНЕНТНИХ СУМІШЕЙ НА МЕМБРАНАХ З ПОЛИХ ВОЛОКОН

Розрахункова модель, яка представлена в роботі, дозволяє визначити основні параметри процесу розподілу багатоконпонентної суміші на полволоконній полімерній мембрані. Наведені розрахункові алгоритми для схем з прямоточним та протиточним способом організації потоків усередині мембрани. Розглянуті результати розрахунків для випадку розподілення повітря і багатоконпонентної суміші рідкісних газів. Проведене порівняння експериментальних даних з результатами розрахункової моделі.

Ключові слова: Газові суміші – Інертні гази – Мембранні технології

V.L. Bondarenko, Yu.M. Simonenko, A.P. Chuklin

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

CALCULATION OF MULTICOMPONENT GAS MIXTURE SEPARATION ON HOLLOW-FIBER POLYMER MEMBRANE

Calculation model presented in this work allows to determine key parameters of the multi-component gas mixture separation process. Computing algorithms for the schemes of concurrent and countercurrent flow organization were formulated. The results of calculations for the cases of air separation and multicomponent mixture of rare gases were observed. Experimental data was compared with the results obtained from mathematical model.

Keywords: Gas mixtures – Inert gases – Membrane technologies

I. ВВЕДЕНИЕ

С момента начала коммерческой эксплуатации в 1980 г., метод разделения газов на мембранах приобретает все большее значение. В силу ряда неоспоримых преимуществ, став альтернативой криогенным и адсорбционным методам разделения, а в некоторых случаях и заменив их, баромембранная технология доказала свою высокую конкурентоспособность. В тех проектах, где выдвигаются высокие требования к простоте в экс-

плуатации готовых технологических решений, и отсутствии в схемах сложных машин и механизмов является определяющим фактором, газоразделительные мембраны стали неотъемлемой частью.

К факторам, зачастую, сдерживающим использование полимерных газоразделительных мембран, относятся сложности конечных пользователей или проектировщиков, связанные с определением производительности и необходимой площади мембранных модулей. Трудность расчетов обусловлена тем, что количество газа посту-

пившего под мембрану (пермеата) напрямую зависит от парциального давления компонента в канале высокого давления (ретентата или нонпермеата), которое, в свою очередь, изменяется по длине канала. В этом случае применение численных методов является необходимым условием для проведения расчетов и получения результатов с высокой степенью достоверности. Метод, изложенный в данной статье, позволяет со значительной степенью точности предсказывать производительность мембранных модулей из полых волокон для разделения многокомпонентных газовых смесей в различных режимах, в том числе и в режиме с высокими значениями отбора пермеата. Данная публикация является продолжением исследований мембранных модулей в применении к многокомпонентным смесям на базе инертных газов.

II. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Хотя трудно дать точное определение мембраны, наиболее общее определение может быть

следующим: мембрана - это селективный барьер между двумя фазами. Причем термин «селективный» может относиться как к мембранам, так и к мембранным процессам. Селективно-проницаемая перегородка разделяет массообменный аппарат на две рабочие зоны, в которых поддерживаются различные давления и составы разделяемой смеси. Мембраны могут быть выполнены в виде плоских листов, труб, капилляров и полых волокон. Наиболее распространенные искусственные мембраны – полимерные.

Далее под термином мембрана мы будем понимать мембранный модуль из полых волокон, схематическое устройство которого показано на рисунке 1.

Как видно из рисунка 1-б единичный мембранный модуль представляет собой картридж с плотно упакованными полыми волокнами. Количество волокон колеблется от десятков до сотен тысяч (рисунок 1-в) и определяет суммарную площадь поверхности разделения, а, следовательно, и производительность модуля.

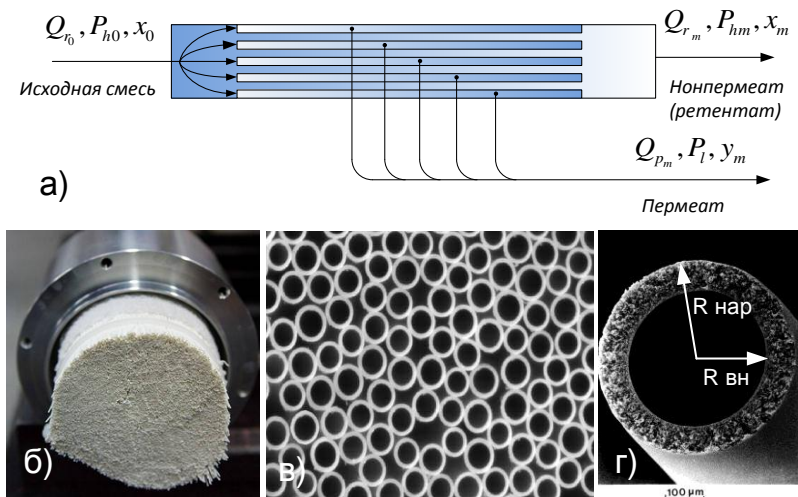


Рисунок 1 – Схема мембранного модуля (а); наполнение мембранного модуля (б); компоновка полых волокон в картридж (в); основные размеры полого волокна (г) внутренних каналов полых волокон. Пространство между волокнами формирует канал низкого давления или дренажный канал.

Устройство полого волокна показано на рисунке 1-г. Селективная часть образована на наружной поверхности пористой подложки. В рассматриваемом случае, подаваемая исходная смесь высокого давления движется внутри волокна по цилиндрическому каналу радиусом $R_{вн}$, соответственно, напорная часть образована совокупностью внутренних каналов полых волокон. Пространство между волокнами формирует канал низкого давления или дренажный канал.

Схематически процесс разделения бинарной смеси показан на рис. 1-а. Исходная смесь с начальным расходом Q_{i0} , и концентрацией x_0 , проходит внутри цилиндрического канала и, обладая повышенным давлением P_{h0} , стремится проникнуть в полость низкого давления – дренажный канал. По мере движения в напорном канале рас-

ход потока уменьшается на величину $Q_{i0} - Q_{rm}$, а его концентрация изменяется от x_0 до x_m , давление снижается на величину $P_{h0} - P_{hm}$.

В дренажном канале из элементарных объемов проникающего газа формируется пермеатный поток с расходом Q_{pm} и концентрацией y_m . Если целевой продукт отличается от других компонентов смеси меньшей проницаемостью, чем другие компоненты смеси, то он преобладает на выходе из напорного канала в остаточной смеси Q_{rm} . В противном случае это вещество концентрируется в пермеатном потоке Q_{pm} .

Относительный расход пермеатного потока $\theta = Q_{pm} / Q_{i0}$ – важнейший эксплуатационный

параметр мембранных установок. Перепад давлений $\Delta P = P_{h0} - P_l$ между напорным и дренажным каналом – основная движущая сила процесса баромембранного газоразделения. Часто этот фактор характеризуется отношением $\varphi = P_l / P_{h0} < 1$. Перепад давлений может создаваться подачей сжатой исходной смеси либо за счет вакуумирования пермеатного потока [1].

В зависимости от структуры матрицы, свойств веществ и термодинамических параметров процесса транспорт компонента разделяемой газовой смеси через пористую основу мембраны осуществляется одновременно несколькими механизмами переноса. В общем случае движение компонентов смеси может вызываться конвективно-фильтрационным переносом, различного вида скольжениями вдоль поверхности пор, объемной диффузией, баро- и термодиффузией, кнудсеновской диффузией (эффузией), поверхностной диффузией, пленочным течением вследствие градиента расклинивающего давления, капиллярным переносом конденсированной фазы в анизотропных структурах. Вещество в порах скелета мембраны может находиться в виде объемной газовой фазы, капиллярной жидкости и адсорбированной пленки. Для каждого из этих состояний возможно несколько механизмов переноса, взаимосвязанных между собой. Не все виды переноса равнозначны по своему вкладу в результирующий поток вещества, поэтому при вычислении коэффициента проницаемости необходимо определить условия, при которых те или иные формы движения вещества являются доминирующими [2]. Совокупность факторов, образующих сложный механизм переноса, для j -того компонента смеси может быть выражена в виде отдельной величины - проницаемости R^j , характеризующей интенсивность (скорость) прохождения компонента через селективный слой.

III. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ

В литературе [3,4] широко освещены методы расчета и моделирования процесса баромембранного разделения смесей газов. Как правило, в их основе лежат итерационные процедуры метода последовательного приближения. В процессе работы было определено, что в случаях, когда количество компонентов больше или равно трем, а их коэффициенты проницаемости имеют значительные различия, данные методики корректны лишь в очень узком диапазоне режимов, характеризующихся малыми θ .

Изложенный далее алгоритм позволяет определять основные параметры процесса разделения многокомпонентной смеси на полимерной мембране из полых волокон. Расчет процесса баромембранного разделения многокомпонентной смеси сводится к решению уравнений массового баланса по сечениям мембраны. В этом случае мож-

но провести аналогию с определением температурного поля теплообменного аппарата по заданной поверхности.

Рассмотрим основные допущения расчетной схемы.

1. Процесс разделения – стационарный.
2. Гидравлическое сопротивление в дренажном канале пренебрежимо мало.
3. Гидравлическое сопротивление в напорном канале описывается уравнением Хагена-Пуазейля.
4. В расчете рассматривается производительность одного волокна. Производительность мембранного модуля получена путём умножения полученного результата на число волокон.
5. Размеры волокон и толщина селективного слоя по длине неизменны.
6. Деформация волокон от действия внутреннего давления отсутствует.

3.1. Прямоточная схема

На рисунке 2-а представлен прямоточный мембранный модуль, разделенный на m секций, равных по площади. Площадь поверхности, через которую происходит сепарация, для одного участка описывается выражением:

$$\Delta F = \frac{2\pi R_{нар} n_{вол} l_{вол}}{m} \quad (1)$$

где $R_{нар}$ – наружный диаметр волокна, м; $n_{вол}$ – количество волокон в модуле; $l_{вол}$ – рабочая длина волокна, м; m – количество участков.

Расход j -того компонента в напорном и дренажном каналах определяется из следующих соотношений:

$$q_{r,n,j} = x_{n,j} \cdot Q_{r,n} \quad (2)$$

$$q_{p,n,j} = y_{n,j} \cdot Q_{p,n} \quad (3)$$

Суммарный расход потоков в напорном и дренажном каналах равен сумме расходов их компонентов, где K – количество компонентов.

$$Q_{r,n} = \sum_{j=1}^K q_{r,n,j} \quad (4)$$

$$Q_{p,n} = \sum_{j=1}^K q_{p,n,j} \quad (5)$$

Количество j -того компонента на участке n , проникшего из напорного в дренажный канал, обусловленное селективной характеристикой участка мембраны, определяется из следующего соотношения:

$$\dot{q}_{p,n,j} = R_j \cdot \Delta F \cdot (P_{h_{n-1}} \cdot x_{n-1,j} - P_l \cdot y_{n,j}) \quad (6)$$

В уравнении (6) R_j – проницаемость j -того компонента ($\text{м}^3/\text{м}^2\text{сПа}$); $P_{h_{n-1}}$ и P_l – абсолютное давление в напорном и дренажных каналах (Па);

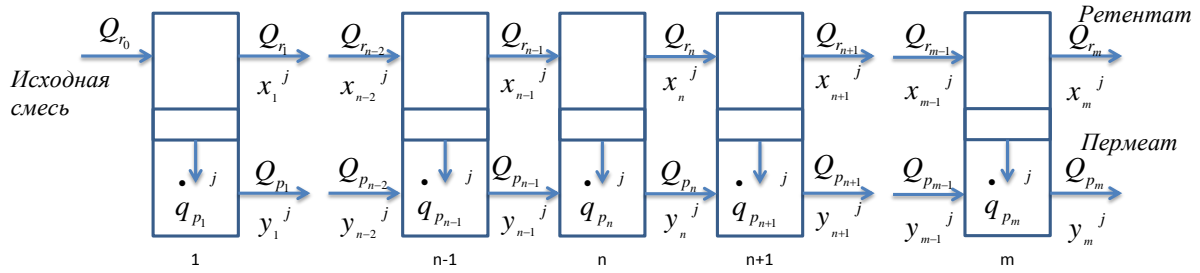


Рисунок 2 – Мембранный модуль разделенный на m участков (прямоточная схема). Обозначения: Q_{r_n} и Q_{p_n} ($\text{м}^3/\text{с}$) – полные объемные расходы потоков ретентата (нонпермеата) и пермеата, $x_{n,j}$ и $y_{n,j}$ – объемные концентрации j -того компонента в потоках ретентата и пермеата на участке n

$x_{n-1,j}$ – объемная концентрация j -го компонента в потоке ретентата на входе в элементарный участок; $y_{n,j}$ – объемная концентрация j -го компонента в потоке пермеата на элементарном участке; ΔF – площадь участка мембраны (м^2), определенная из уравнения (1).

Выделив элементарный участок мембраны сделаем следующее предположение:

- концентрация j -того компонента в потоке пермеата зависит исключительно от значений проницаемости, концентрации компонента на входе в участок и давлений в напорном и дренажном каналах.
- концентрация j -го компонента в ретентате на участке остается неизменной. Перечисленные допущения корректны, когда количество участков разбиения достаточно велико. Исходя из вышесказанного, станвится возможной запись следующего выражения:

$$y_{n,j} = \frac{R_j \cdot \Delta F \cdot (Ph_{n-1} \cdot x_{n-1,j} - Pl \cdot y_{n,j})}{\sum_{j=1}^K R_j \cdot \Delta F \cdot (Ph_{n-1} \cdot x_{n-1,j} - Pl \cdot y_{n,j})} \quad (7)$$

Для исходной смеси запишем систему из K уравнений, результатом решения которой являются значения локальных концентрации $y_{n,j}$ для каждого компонента на рассматриваемом участке. Процесс решения уравнения (7) был реализован итерационным методом Ньютона для систем нелинейных уравнений. В качестве начальных приближений заданы значения концентраций компонентов в потоке пермеата, рассчитанные на предыдущем участке. Для участка № 1 начальными приближениями являются значения концентраций компонентов в исходной смеси.

Итерационные процедуры поиска решения для 3-х компонентной смеси продолжают до выполнения следующего условия:

$$\left| y_{n,1}^{[i]} - y_{n,1}^{[i+1]} \right|, \left| y_{n,2}^{[i]} - y_{n,2}^{[i+1]} \right|, \left| y_{n,3}^{[i]} - y_{n,3}^{[i+1]} \right| \leq 10^{-6},$$

где i – номер итерации [5]. Ниже представлена система уравнений для 3-х (8) и 4-х (9) компонентных смесей:

$$\begin{cases} y_{n,3} = 1 - y_{n,1} - y_{n,2} \\ (D_{n,1} - D_{n,3})y_{n,1}^2 + [(D_{n,2} - D_{n,3})y_{n,2} + D_{n,3} - D_{n,1} - E_{n,1} - E_{n,2} - E_{n,3}]y_{n,1} + E_{n,1} = 0 \\ (D_{n,1} - D_{n,3})y_{n,1} \cdot y_{n,2} + (D_{n,2} - D_{n,3})y_{n,2}^2 + (D_{n,3} - D_{n,2} - E_{n,1} - E_{n,2} - E_{n,3})y_{n,2} + D_{n,2} = 0 \end{cases} \quad (8)$$

$$\begin{cases} y_{n,4} = 1 - y_{n,1} - y_{n,2} - y_{n,3} \\ (D_{n,1} - D_{n,4})y_{n,1}^2 + [(D_{n,2} - D_{n,4})y_{n,2} + D_{n,3} \cdot y_{n,3} + D_{n,4} - D_{n,1} - E_{n,1} - E_{n,2} - E_{n,3} - E_{n,4}]y_{n,1} + E_{n,1} = 0 \\ (D_{n,1} - D_{n,4})y_{n,1} \cdot y_{n,2} + (D_{n,2} - D_{n,4})y_{n,2}^2 + [(D_{n,3} - D_{n,4})y_{n,3} + D_{n,4} - D_{n,2} - E_{n,1} - E_{n,2} - E_{n,3} - E_{n,4}]y_{n,2} + E_{n,2} = 0 \\ (D_{n,1} - D_{n,4})y_{n,3} \cdot y_{n,1} + (D_{n,2} - D_{n,4})y_{n,3} \cdot y_{n,2} + (D_{n,3} - D_{n,4})y_{n,3}^2 + (D_{n,4} - D_{n,3} - E_{n,1} - E_{n,2} - E_{n,3} - E_{n,4})y_{n,3} + E_{n,3} = 0 \end{cases} \quad (9)$$

В уравнениях (8) и (9) $E_{n,j} = P_{h_{i-1}} R_j \cdot x_{n-1,j}$, $D_{n,j} = P_l R_j$.

Вслед за расчетом локальных концентрации компонентов смеси, по уравнению (6) определя-

ются расходы каждого из компонентов – $q_{p_n,j}$, проникших из напорного канала в дренажный через рассматриваемый участок мембраны. Далее по уравнениям (10) и (11) рассчитываются полные расходы потоков пермеата и ретентата:

$$Q_{r_n} = Q_{r_{n-1}} - \sum_{j=1}^K \dot{q}_{p_n,j} \quad (10)$$

$$Q_{p_n} = Q_{r_{n-1}} + \sum_{j=1}^K \dot{q}_{p_n,j} \quad (11)$$

На завершающем этапе расчета участка мембранного модуля по уравнению (12) определяется состав потока ретентата и по уравнению (13) корректируется состав потока пермеата на выходе из участка с учетом количества вещества проникшего под мембрану на предыдущих элементарных участках.

$$x_{n,j} = \frac{Q_{r_{n-1}} x_{n-1,j} - \dot{q}_{p_n,j}}{Q_{r_n}} \quad (12)$$

$$y_{n,j} = \frac{\sum_{j=1}^n \dot{q}_{p_n,j}}{Q_{p_n}} \quad (13)$$

Величина потери давления в напорном канале описывается уравнением Хагена-Пуазейля:

$$Ph_{n-1} - Ph_n = \frac{8 \cdot \mu \cdot \Delta l \cdot Q_{r_{n-1}}}{\pi \cdot R_{\text{вн}}^4} \quad (14)$$

В уравнении (14) μ – динамическая вязкость, Па·с; $R_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр волокна, м; Δl – длина элементарного участка, м.

Решая указанные уравнения вдоль мембранного модуля, устанавливаются значения расходов и составов потоков пермеата и ретентата на выходе. Предложенная схема обладает высокой вычислительной устойчивостью, она сохраняет работоспособность при расчете процесса разделения смесей со значительными отличиями в коэффициентах проницаемости и в режимах с большими величинами отбора пермеата, позволяет определить распределение расходов и концентраций компонентов в потоках пермеата и ретентата по длине

мембранного модуля.

Значительное влияние на результаты моделирования процесса баромембранного разделения смесей газов оказывает количество участков разбиения. Для большинства случаев минимальным порогом, достаточным для успешного завершения расчетов является значение $m=100$. В случаях, когда рассматриваются газовые смеси, компоненты которых имеют большие различия в значениях проницаемостей, или же рассматривается режим со значительным отбором пермеата, решение может быть найдено при $m = 2000 \div 5000$.

3.2. Противоточная схема

На рисунке 3 представлена противоточная схема движения потоков внутри мембранного модуля. Запишем уравнение массового баланса для j-того компонента на участке n:

$$q_{r_{n-1,j}} - q_{r_{n,j}} + q_{p_{n+1,j}} - q_{p_{n,j}} = 0 \quad (15)$$

Расход j-того компонента на участке n, проникшего из напорного в дренажный канал, обусловленный селективной характеристикой участка мембраны, определяется из следующего соотношения:

$$\dot{q}_{p_{n,j}} = q_{r_{n-1,j}} - q_{r_{n,j}} \quad (16)$$

Величина $\dot{q}_{p_{n,j}}$ может быть так же определена из соотношения (6). Произведя подстановку выражений (2) и (3) в уравнение (6) вместо значений концентраций и объединив полученный результат с (16) запишем следующее выражение для $\dot{q}_{p_{n,j}}$:

$$q_{p_{n,j}} = \frac{Q_{p_n}}{\Delta F} \left[q_{r_{n-1,j}} \left(\frac{Ph_n \cdot \Delta F \cdot R_j}{Q_{r_n}} + 1 \right) - q_{r_{n-1,j}} \right] \quad (17)$$

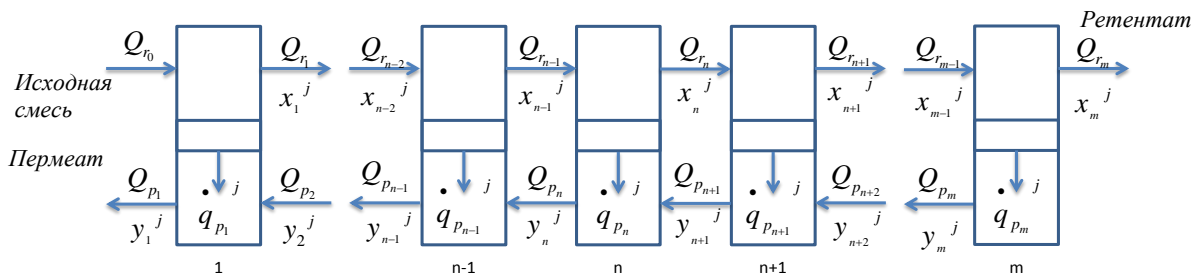


Рисунок 3 – Мембранный модуль, разделенный на m участков (противоточная схема).
Обозначения – в соответствии с рисунком 2

Подставив (17) в выражение (15) вместо значений $\dot{q}_{p_{n,j}}$ и $q_{p_{n+1,j}}$ получим следующее уравнение [18]:

$$A_{n,j} q_{r_{n-1,j}} + B_{n,j} q_{r_{n,j}} + C_{n,j} q_{r_{n+1,j}} = 0 \quad (19)$$

Значения коэффициентов $A_{n,j}$, $B_{n,j}$ и $C_{n,j}$ имеют следующий вид:

$$A_{n,j} = (Q_{p_n} + \Delta F \cdot Ph_n \cdot R_j) \cdot Q_{r_{n+1}} \quad (20)$$

$$B_{n,j} = - \left[\frac{1}{\Delta F \cdot Pl \cdot R_j} (Q_{p_n} + Q_{p_{n+1}}) + \frac{Ph_n \cdot Q_{p_n}}{Pl \cdot Q_{r_n}} + 1 \right] \Delta F \cdot Pl \cdot R_j \cdot Q_{r_{n+1}} \quad (21)$$

$$C_{n,j} = (Q_{r_{n+1}} + \Delta F \cdot Ph_n \cdot R_j) \cdot Q_{p_{n+1}} \quad (22)$$

Уравнение (19) записанное для каждого сечения мембранного модуля формирует систему из

$$\begin{bmatrix} B_{1,j} & C_{1,j} & & & & \\ A_{2,j} & B_{2,j} & C_{2,j} & & & \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \\ A_{n,j} & B_{n,j} & C_{n,j} & & & \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \\ & A_{m-1,j} & B_{m-1,j} & C_{m-1,j} & & \\ & & B_{m,j} & C_{m,j} & & \end{bmatrix} \begin{bmatrix} q_{r_1,j} \\ q_{r_2,j} \\ q_{r_3,j} \\ q_{r_{m-1},j} \\ q_{r_m,j} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -q_{r_0,j} \cdot A_{1,j} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \quad (23)$$

Указанные матрицы решаются для каждого компонента методом матричной прогонки. Результатом решения является распределение расходов компонентов в напорном канале. После чего по уравнению (4) определяются полные расходы потока ретентата. Входящие в состав коэффициентов уравнений, значения расхода потока пермеата определяются из уравнения материального баланса на каждой ступени. На следующем этапе пересчитываются коэффициенты А, В и С, и повторяется процесс решения трехдиагональных матриц до тех пор, пока не будет достигнута заданная величина погрешности.

Для первого круга интеграций, необходимо дать начальные приближения величинам, входящим в состав коэффициентов уравнений. Эти значения могут быть взяты из результатов расчетов прямоточной модели, рассмотренной ранее.

IV. АНАЛИЗ РЕЗУЛЬТАТОВ РАСЧЕТОВ ПРОЦЕССОВ БАРОМЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ ГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ

Отладка расчетных схем и алгоритмов проводилась путём сравнения результатов расчета с данными заводов-изготовителей мембранных модулей, предназначенных для получения азота и кислорода, или результатами проведенных экспериментов по сепарации смесей на базе инертных газов. Отдельно стоит отметить сложность определения числа волокон газоразделительного модуля. К сожалению, фирмы-изготовители не публикуют этой информации, что создает основные трудности при анализе результатов.

Ниже изложены результаты расчетов мембран для разделения неона-гелиево-азотной смеси в широких диапазонах давлений подачи и расходов исходной смеси.

4.1. Разделение многокомпонентных смесей редких газов

Большинство крупных воздухоразделительных установок способны выдавать неонгелиевую

m уравнений, которые могут быть представлены в виде трехдиагональной матрицы:

смесь с концентрацией около 50 %. На выходе из ВРУ устанавливаются дефлегматоры, которые обогащают концентрат с до 94...96 % [7, 8, 9].

В последние годы появились воздухо-разделительные установки с ограниченной выдчей жидких криопродуктов. Применение типовых дефлегматоров неонгелиевой смеси на таких объектах затруднено. При отсутствии жидкого N₂ мембранные аппараты могут рассматриваться в качестве альтернативного варианта обогащения концентрата [10].

Следует отметить, что мембранные сепараторы, предназначенные для разделения одних газов (например, N₂ и O₂), во многих случаях оказываются пригодными для разделения многокомпонентных смесей редких газов. Прогнозирование характеристик процесса разделения газовых смесей на мембранах требует решения ряда задач, главной из которых является определение коэффициентов проницаемостей чистых компонентов. В этом случае единственным методом получения достоверной информации о параметрах мембраны при работе на нетипичных компонентах следует считать собственный эксперимент. Значения коэффициентов проницаемостей определялись из данных, полученных на лабораторной базе ООО «Айсблик».

В таблице 1 представлены экспериментальные данные, полученные в процессе разделения, трехкомпонентной Ne-He-N₂ смеси со следующими параметрами: $x_{N_2} = 53\%$ об., $x_{Ne} = 31,2\%$ об.,

$x_{He} = 15,8\%$ об., давление в напорном канале – 490,3 кПа, в этой же таблице приведены результаты расчетов.

Из таблицы 1 видно, что как и в случае разделения воздуха, отклонение от экспериментальных данных возрастает с ростом относительного расхода пермеатного потока θ .

Таблиця 1 – Экспериментальные и расчетные данные эксперимента по разделению Ne-He-N₂ смеси

Экспериментальные данные								
Расход исходной смеси	Пермеат				Ретентат			
	Азот	Неон	Гелий	Расход	Азот	Неон	Гелий	Расход
нм ³ /час	% об.	% об.	% об.	нм ³ /час	% об.	% об.	% об.	нм ³ /час
19,90	31,00	45,00	24,00	12,70	92,30	7,50	0,20	7,20
16,80	35,00	43,00	22,00	11,70	95,50	4,20	0,30	5,10
13,80	41,00	39,00	20,00	11,10	99,40	0,60	0,00	2,70
Результаты расчета								
Расход исходной смеси	Пермеат				Ретентат			
	Азот	Неон	Гелий	Расход	Азот	Неон	Гелий	Расход
нм ³ /час	% об.	% об.	% об.	нм ³ /час	% об.	% об.	% об.	нм ³ /час
19,90	29,54	45,50	24,97	12,37	91,55	7,71	0,74	7,53
16,80	33,07	43,69	23,24	11,32	94,20	5,37	0,43	5,48
13,80	40,15	41,29	18,57	10,23	97,43	2,45	0,12	3,29

На рисунке 4 показан характер изменения составов потоков пермеата и ретентата по длине мембранного модуля.

В случае разделения Ne-He-N₂ смеси целевыми продуктами являются компоненты с наиболь-

шей проникающей способностью, а именно – Ne и He.

Целевым потоком в этом случае является пермеат.

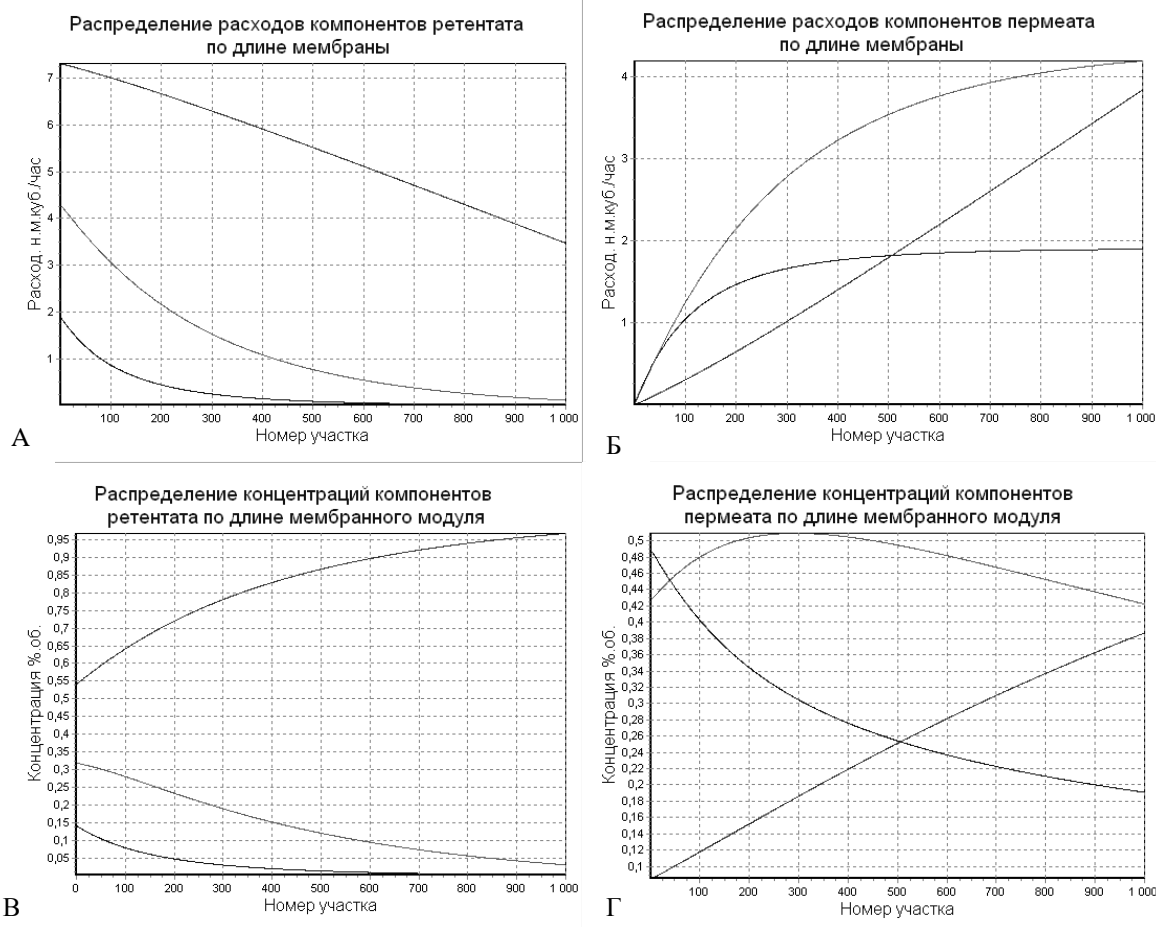


Рисунок 4 – График изменения расходов и составов потоков пермеата и ретентата по длине мембранного модуля при разделении воздуха. Обозначения: красный цвет соответствует азоту, зеленый – неону, синий – гелию; А, Б – распределение удельных расходов компонентов смеси; В, Г – распределение объемных концентраций компонентов смеси по длине мембранного модуля

На графике 4-А отчетливо видно, что гелий и неон практически полностью переходят из напорного канала в дренажный. Тем не менее, в случае единичного мембранного модуля высокие значения степени извлечения целевых компонентов соответствуют значительной концентрации азота в производственном потоке. Эксплуатационные недостатки мембранных сепараторов могут быть частично устранены за счет использования ступенчатых установок [10].

V. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Корректное прогнозирование характеристик процесса разделения газовых смесей на мембранах из полых волокон требует разработки и адаптации специальных математических моделей. Представленный в работе, расчетный алгоритм позволяет предсказывать показатели процесса баромембранного разделения многокомпонентных газовых смесей в широких диапазонах режимов работы с точностью 3...6 %.

Расчет характеристик работы газоразделительной мембраны на нетипичных компонентах (отличных от компонентов воздуха) требует проведения экспериментальных исследований для определения коэффициентов проницаемости и других, необходимых для расчетной модели, данных.

ЛИТЕРАТУРА

1. **Mulder M.** Basic principles of membrane technology. – Center of membrane science and technology - Kluwer Academic Publishers. – 1995. – 513 p.
2. **Хванг С.Т., Каммермайер К.** Мембранные процессы разделения. – М.: Мир, 1981. – 464 с.
3. **Дыгнерский Ю.И., Брыков В.П., Каграманов Г.Г.** Мембранное разделение газов. – М.: Химия, 1991. – 344 с.
4. **Hogsett E.J., Mazur W.H.** Estimate membrane system area. – Hydrocarbon Processing. – No 9 (A). – p. 52-54.
5. **Hoffman Joe D.** Numerical Methods for Engineers and Scientists. New York. Basel. – 825 p.
6. **Coker D.T. and Freeman B.D.** Modeling multi-component gas separation using hollow-fiber membrane contractors. – Aiche Journal. – Vol. 44. – No 6. – p. 1289-1302.
7. **Бондаренко В.Л., Симоненко Ю.М.** Криогенные технологии извлечения редких газов. – Одесса: Астропринт, 2013. – 330 с.
8. **Бондаренко В.Л., Вигуржинская С.Ю.** Оптимизация системы предварительной очистки неонгелиевой смеси. – Холодильная техника и технология. – 1999. – Вып. 63. – С. 86-91.
9. **Бондаренко В.Л., Симоненко Ю.М., Дьяченко О.В.** и др. Техничко-экономическое обоснование степени предварительной очистки Ne-He-смеси // Технические газы. – 2001. – №1; 2. – С. 20-23.
10. **Бондаренко В.Л., Лосяков Н.П., Симоненко Ю.М.** и др. Применение мембранных процессов в технологиях разделения газовых смесей на основе компонентов воздуха // Технические газы. – 2012. – № 2. – С. 19-30.

REFERENCES

1. **Mulder M.** Basic principles of membrane technology. – Center of membrane science and technology - Kluwer Academic Publishers. – 1995. – 513 p.
2. **Chvang S.T., Kammermayer K.** Membrannie protsessi razdelenia.. – M.: Mir, 1981. – 464 s.
3. **Ditnersky Yu.I., Brikov V.P., Kagramanov G.G.** Membrannoe razdelenie gasov. – M.: Khimiya, 1991. – 344 s.
4. **Hogsett E.J., Mazur W.H.** Estimate membrane system area. – Hydrocarbon Processing. – No 9 (A). – p. 52-54.
5. **Hoffman Joe D.** Numerical Methods for Engineers and Scientists. New York. Basel. – 825 p.
6. **Coker D.T. and Freeman B.D.** Modeling multi-component gas separation using hollow-fiber membrane contractors. – Aiche Journal. – Vol. 44. – No 6. – p. 1289-1302.
7. **Bondarenko V.L., Simonenko Yu.M.** Kriogennie tehnologii izvlecheniya redkih gazov. – Odessa: Astroprint, 2013. – 330 s.
8. **Bondarenko V.L., Vigutzhinskaya S.Yu.** Optimizatsia sistemi predvaritelnoy ochistki neongelievoy smesi.. – Kholodilnaya tekhnika I tekhnologiya. – 1999. – Vip. 63. – S. 86-91.
9. **Bondarenko V.L., Simonenko Yu.M., Dychenko O.V.** Techniko-ekonomicheskoe obosnovanie stepeni predvaritelnoy ochistki Ne-He-smesi // Tekhnicheskie gazi. – 2001. – №1; 2. – S. 20-23.
10. **Bondarenko V.L., Losyakov N.P., Simonenko Yu.M.** Primenenie membrannih protsesov v tehnologiyah razdeleniya gasovih smesey na osnove komponentov vozduha.// Tekhnicheskie gazi. – 2012. – № 2. – S. 19-30.

Получена в редакции 04.09.2013, принята к печати 14.10.2013