

УДК 621.5:519.87

В.Н. Таран*, **А.П. Чуclin**

Одесская государственная академия холода, ул. Дворянская, 1/3, г. Одесса, Украина, 65082

*e-mail: vntaran@te.net.ua

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЁТА РЕКТИФИКАЦИИ ВОЗДУХА. 2. ХАРАКТЕРИСТИКИ УЗЛА ИЗВЛЕЧЕНИЯ АЗОТА

На основании ранее разработанного программного модуля исследовано влияние величины отбора продукционного азота и числа тарелок на содержание компонентов в продукционных потоках узла ректификации воздуха. Для обеспечения полной внутренней согласованности расчёта создана математическая модель, учитывающая взаимное влияние аппаратов, тепловых и гидравлических потерь на процессы ректификации. Проведён сравнительный анализ расчётных методик. Определены численные границы рациональных долей отбора азота. С помощью расширенной модели исследованы режимы работы узла разделения, близкие к предельным. Рассмотрена возможность извлечения аргона в установках, производящих азот.

Ключевые слова: Ректификация воздуха. Теоретическая тарелка. Азот газообразный и жидкий. Кислород. Аргон. Математическая модель. Алгоритм. Концентрации компонентов.

V.N. Taran, A.P. Chuclin

CALCULATION FEATURES OF AIR RECTIFICATION. 2. KNOT DESCRIPTIONS OF NITROGEN EXTRACTION

Based on the previously developed software modules studied the effect of the selection of productive nitrogen and the number of plates on the content of components in the production flows node rectification of air. To ensure full internal consistency calculating a mathematical model that takes into account the interference of apparatus, thermal and hydraulic losses in the process of rectification. A comparative analysis of calculation methodologies is made. The numeral borders of rational parts of nitrogen selection. With the extended model the modes of node split, close to the limit. Was looking the possibility of extracting argon in plants that produce nitrogen.

Keywords: Air rectification. Theoretical plate. Gaseous and liquid nitrogen. Oxygen. Argon. Mathematical model. Algorithm. Concentrations of components.

ОБОЗНАЧЕНИЯ:

F, R — неоногелиевая смесь и кубовая жидкость (потоки и расходы);

h', h'' — энтальпии жидкой и паровой фаз;

L, V — потоки флегмы и пара в колонне;

N_t — число тарелок в секции;

$q_{к-ис}, q_{рк}, q_{но}, q_n, q_{ос}$ — теплопритоки к конденсатору-испарителю, к ректификационной колонне, переохладителю, к n -ой тарелке, из окружающей среды;

x^{Ar}, y^{O_2} — содержание аргона (кислорода) в жид-

кой и паровой фазах;

A, B — азот и воздух (потоки и расходы).

ИНДЕКСЫ:

Ar, O_2, N_2 в надстрочных индексах — наименования компонентов смеси;

L, V в подстрочных индексах — состояние потока (жидкость или пар);

подстрочные индексы — принадлежность параметра к потоку или точке схемы.

1. ВВЕДЕНИЕ

Узел извлечения азота ректификацией воздуха формируется на основе двух основных аппаратов — собственно колонной секции и конденсатора-испарителя. В конденсатор-испаритель подаётся кубовая

жидкость R , получаемая как нижний продукт разделения воздуха. Кипение кубовой жидкости в конденсаторе-испарителе используется для создания флегмового потока в ректификационной секции и конденсации азота в схеме получения верхнего продукта разделения в жидком виде. Конденсация верхнего продукта A за счёт

кипения нижнего возможна только в случае, когда давление кипения значительно ниже давления конденсации. Для этого давление в колонне поддерживается повышенным (обычно оно составляет 0,3-0,8 МПа), а кубовая жидкость подаётся в полость кипения через дроссельный вентиль. Схемы узлов извлечения газообразного и жидкого азота представлены на рис. 1.

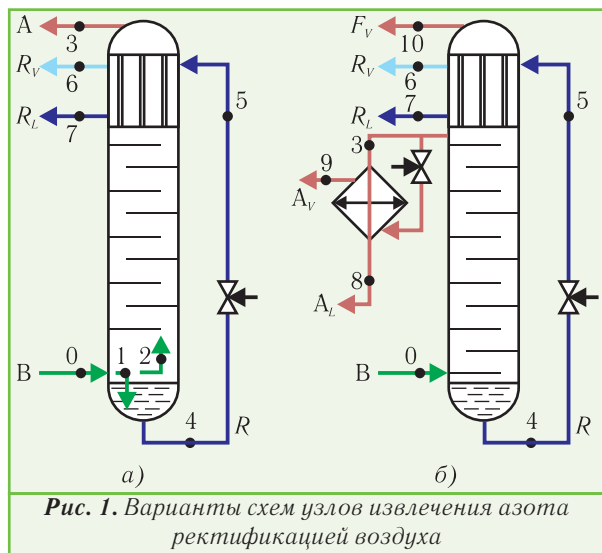


Рис. 1. Варианты схем узлов извлечения азота ректификацией воздуха

При извлечении азота в жидком или газообразном виде выбирается соответствующее место отбора продукта — из жидкой фазы после конденсации или из паровой фазы, например, в верхней точке конденсатора (см. рис. 1). Приведённые схемы учитывают основные особенности извлечения азота. В частности, схема, изображённая на рис. 1,б, содержит переохладитель жидкого продукционного азота. В схемы могут входить и другие технологически обоснованные аппараты. Чаще всего устанавливают переохладитель кубовой жидкости.

В данной статье не рассматривается влияние неона и гелия на процесс ректификации, хотя их количество соизмеримо с нижними расчётными пределами содержания кислорода и аргона в высокочистом продукционном азоте. Основная причина — отсутствие надёжных и высокоточных методик расчёта равновесия жидкость-пар пятикомпонентной смеси He-Ne-N₂-Ar-O₂ и вычисления энтальпий этой смеси, особенно в жидком состоянии.

В случае получения газообразного азота извлечение неона и гелия затруднительно, и эти компоненты практически полностью попадают в продукционный азот. Максимальное содержание неона может составить 6·10⁻³ %, а гелия — 1,75·10⁻³ % при доле отбора газообразного азота 0,3. Так как растворимость неона и гелия в жидком азоте примерно в 200...500 раз ниже содержания неона и гелия в паре, то флегма верхней тарелки будет содержать суммарно не более 3·10⁻⁵ % этих компонентов. Но и это незначительное количество будет быстро отогнано в паровую фазу при ректификационных процессах на верхних тарелках и отведено с азотом. Поэтому при рассмотрении

нижеприведённых данных следует учитывать, что в газообразном продукционном азоте присутствуют неон в количестве 1,8·10⁻³ %/А % и гелий — 0,524·10⁻³ %/А %, зависящем от доли отбора азота А.

Вопрос о влиянии неона и гелия на процессы получения жидкого азота будет рассмотрен ниже.

2. ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ МЕТОДИКИ РАСЧЁТА

В процессе ректификации обеспечивается интенсивный контакт между движущимися противотоком потоками пара и жидкости. Наиболее часто контакт потоков осуществляется на барботажных тарелках колонны. В результате контакта потоки приближаются к равновесным состояниям. Движение противотоком приводит к тому, что на следующем контактном устройстве равновесное состояние нарушается и появляется разность концентраций компонентов. Так создаются условия для дальнейшего протекания процесса массообмена.

Процесс ректификации в тарельчатой колонне, согласно [1], описывается следующей системой уравнений для тарелки *n*, ограниченной сечениями сверху и снизу:

общего материального баланса

$$V_n - L_n = V_{n-1} - L_{n-1} = C_0; \quad (1)$$

материального баланса по каждому компоненту

$$V_n y_n^i - L_n x_n^i = V_{n-1} y_{n-1}^i - L_{n-1} x_{n-1}^i = C_i; \quad (2)$$

энергетического баланса

$$V_n h''_n - L_n h'_n + q_n = V_{n-1} h''_{n-1} - L_{n-1} h'_{n-1} = H_{p,n-1}. \quad (3)$$

Значения *C*₀ и *C*_{*i*} не зависят от номера сечения и постоянны в пределах секции колонны. Величина *H*_{*p,n-1*}, называемая обычно энтальпийным полюсом секции, является переменной при наличии теплопритоков и меняется от сечения к сечению.

При использовании уравнений (1)-(3) следует иметь в виду, что давление

$$P_n = P_{n-1} + \Delta P_n. \quad (4)$$

Нетрудно видеть, что для перехода от сечения (*n*-1) к сечению *n* необходимо определить новые значения *V*, *L*, *x*, *y*, *h'* и *h''*, *P*, т.е. всего (2*k*+3) величины. Уравнения (1)-(4) дают (*k*+2) условия связи. Для осуществления расчёта процесса требуются ещё (*k*+1) уравнений. В качестве таких могут использоваться:

уравнения, выражающие результаты процесса взаимодействия потоков на тарелке (с учётом КПД тарелки),

$$x_{i,n} = y_{i,n-1} + \eta_{i,n} (x_i^* - y_{i,n-1}); \quad (5)$$

уравнения, описывающие равновесие пар-жидкость,

$$y_i^* = f(x_i, P) \text{ или } x_i^* = f(y_i, P). \quad (6)$$

Последним недостающим звеном является калорическое уравнение состояния, записанное для пара и жидкости с учётом того, что потоки в колонне являются насыщенными:

$$h_n' = f_h(P, x_n) \text{ и } h_n'' = f_h(P, y_n). \quad (7)$$

Совокупность уравнений (1)-(7) даёт возможность производить расчёт ректификации, начиная с верхнего (нулевого) сечения, и переходить от сечения над тарелкой к сечению под ней.

Исходные данные для потарелочного расчёта ректификации должны содержать информацию о величинах V_0, L_0, x_0, y_0, h_0' и h_0'' , P_0 в сечении над верхней тарелкой. Флегмовое питание колонны V_0 и L_0 зависит от количества и состава полученной в этой же колонне кубовой жидкости R , которая кипит в конденсаторе-испарителе. В свою очередь, состояние воздуха В, поступающего на разделение в колонну, определяется выходящими потоками А, R_V, R_L , давлениями потоков и теплопритоками.

Связь между указанными величинами устанавливается с помощью уравнений тепловых и материальных балансов колонны и конденсатора-испарителя:

$$\begin{cases} B = A + R; \\ Vy_B = Ay_A + Rx_R; \\ Vh_0 = Ah_3 + R_V h_6 + R_L h_7 + q_{oc}; \\ Q_{к-н} = R_V h_6 + R_L h_7 - Rh_4 - q_{к-н}; \\ L_0 = Q_{к-н} / (h''_A - h'_A); \\ V_0 = L_0 + A. \end{cases} \quad (8)$$

Обозначения здесь соответствуют точкам на схеме узла ректификации для получения газообразного азота (см. рис. 1,а). В соотношениях учтён поток безопасности R_L , выводимый из конденсатора-испарителя в жидком виде. Способ вычисления составов и энтальпий потоков R_V и R_L приведён в статье [1]. При расчётах по уравнениям системы (8) необходимо задать разность температур в конденсаторе-испарителе.

Общий алгоритм вычислений включает несколько вычислительных и логических блоков подготовки общих исходных данных, решения системы (8) для получения начальных данных потарелочного расчёта ректификации, повторения расчётов N_T раз с учётом уравнений (1)-(7), логического анализа результатов и коррекции начальных данных для достижения полной согласованности и непротиворечивости полученных результатов. Структурная схема алгоритма представлена на рис. 2.

Рассмотрим применимость некоторых допущений, которые используются в практических расчётах узла ректификации. При расчёте ректификации тройной смеси N_2 -Ar- O_2 часто не учитывают изменение теплот испарения потоков [2,3], и расходы L и V принимаются постоянными по высоте колонны. Расходы

L и V в верхнем сечении колонны можно определить по тепловому потоку в конденсаторе-испарителе и теплоте конденсации азота. Такой подход будем называть методикой А.

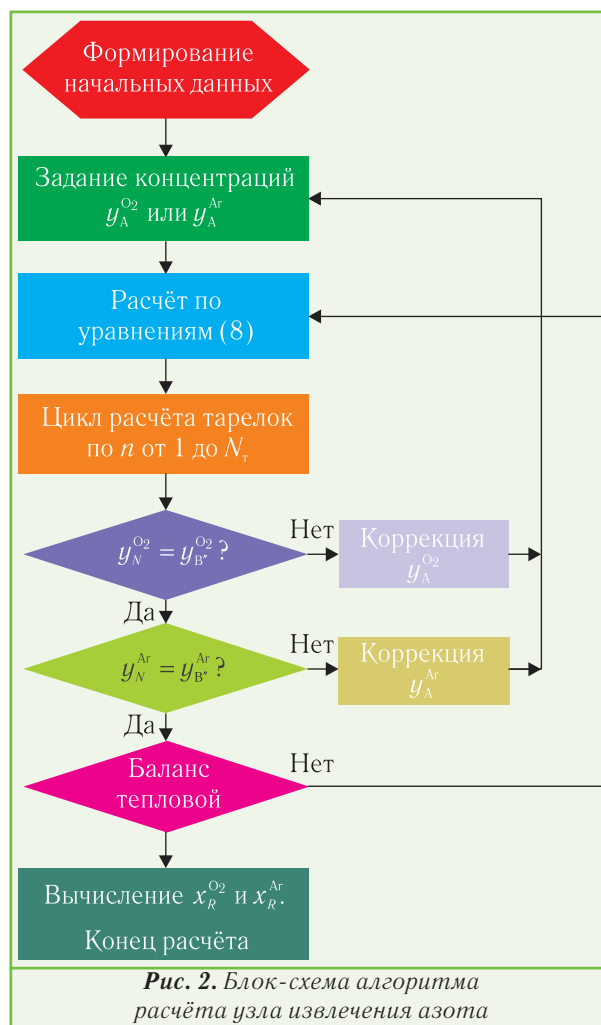


Рис. 2. Блок-схема алгоритма расчёта узла извлечения азота

Расходы L и V по высоте колонны меняются весьма заметно и иногда представляется более предпочтительным использование усреднённых значений. В нижнем сечении колонны расход V — расход паровой фазы поступающего воздуха B'' . Тогда $L = B'' + A$. Для методики Б примем L и V как среднеарифметические значения расходов в крайних сечениях колонны.

Методикой В будем называть строгий метод вычисления расходов L и V по энтальпиям пара и жидкости с учётом изменения составов потоков от тарелки к тарелке. При этом подходе будем учитывать влияние теплопритоков к колонне, а также гидравлические сопротивления потокам. Очевидно, что методика В в максимальной степени соответствует реальному процессу в колонне.

Результаты сравнительных расчётов представлены на рис. 3. Из графика видно, что расхождения между методиками достаточно заметны.

При одинаковом числе тарелок и доле отбора азота 0,3 содержание кислорода в азоте отличается в 1,4 раза при 10 теоретических тарелках. Расхождение увеличивается с ростом доли отбираемого азота и

числа тарелок. При 30 тарелках и доле отбора азота 0,4 расхождения в методиках достигают 3,5 раз, а при 40 тарелках и доле 0,45 — 1000 раз.

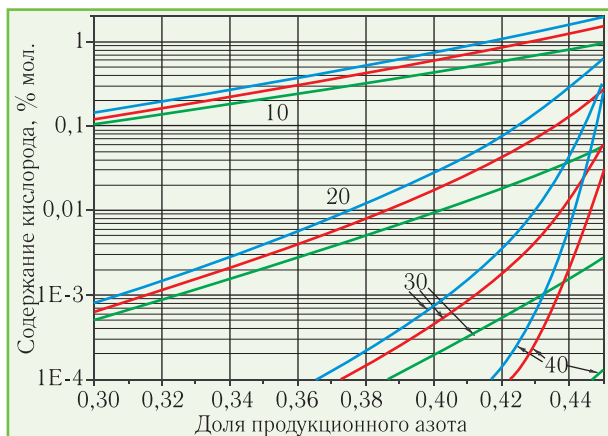


Рис. 3. Содержание кислорода в продукционном азоте, рассчитанное по разным методикам: голубые линии — методика А; зеленые линии — методика Б; красные линии — методика В; цифры — число теоретических тарелок

В табл. 1 приведены отношения концентраций аргона в продукционном азоте, рассчитанных по методике А и по наиболее точной методике В. Для режимов с максимальной выдачей азота различия составляют более чем в 20 раз.

Таблица 1. Отношение значений содержания аргона в продукционном азоте, рассчитанных по методикам А и В

Доля отбора азота	Число теоретических тарелок			
	10	20	30	40
0,30	1,15	1,26	—	—
0,35	1,22	1,41	1,66	—
0,38	1,28	1,58	1,93	—
0,40	1,31	1,77	2,29	—
0,42	1,35	2,08	3,08	4,73
0,43	1,36	2,30	3,93	7,30
0,44	1,37	2,56	5,49	15,33
0,45	1,37	2,77	7,27	21,95

С целью снижения погрешностей при анализе эффективности разделительного процесса все последующие расчёты выполнены по методике В, т.е. по строгому методу вычисления расходов L и V по энтальпиям пара и жидкости с учётом изменения составов и давлений потоков от тарелки к тарелке.

3. ХАРАКТЕРИСТИКИ УЗЛА ПОЛУЧЕНИЯ ГАЗООБРАЗНОГО АЗОТА

Данные о разделительной способности (характеристике) узла ректификации воздуха необходимы широкому кругу специалистов (проектировщикам, эксплуатационщикам, специалистам по автоматизации и т.д.). Попытка расчёта и представления таких

данных для нижней колонны аппарата двукратной ректификации была сделана В.И. Епифановой [2], однако расчёты были выполнены с использованием методики А и ограничены режимом работы нижней колонны.

На основании изложенного выше алгоритма были рассчитаны характеристики узла ректификации, изображённого на рис. 1,а для получения газообразного азота под давлением 0,6 МПа. В работе [1] показано, что число внешних независимых переменных в расчётной схеме установки, определяемое общим числом параметров минус число уравнений связи (1)-(8), равно 3. Учёт особенностей работы конденсатора-испарителя даёт дополнительный параметр — долю потока безопасности R_v . Для удобства представления результатов в графической форме число варьируемых параметров принято равным двум: доля продукционного азота A и число теоретических ступеней контакта N_t , т.е. теоретических тарелок. Остальные параметры принимаются неизменными.

Для максимального приближения к реальному протеканию процесса ректификации учтено, что к каждой тарелке существует теплоприток (принят 4 Дж/моль), и каждая тарелка оказывает сопротивление прохождению пара, равное 400 Па.

Теплопритоки в реальной колонне распределяются между жидкостью и паром. В примененной модели считается, что весь теплоприток воспринимается жидкостью флегмы. Это объясняется тем, что жидкость на тарелке имеет более низкую температуру и омывает практически всю площадь тарелки. Коэффициент теплоотдачи к кипящей жидкости значительно превосходит коэффициент теплоотдачи к паровому потоку.

Очень важным параметром процесса ректификации является эффективность тарелки, характеризующая её КПД. Анализ влияния КПД тарелки на результаты ректификации важен, но практическая реализация такого подхода затруднена по следующим причинам:

- распространение понятия КПД тарелки на процесс ректификации многокомпонентной смеси затруднён в связи с различной эффективностью разделительного процесса по отношению к индивидуальным компонентам;
- на эффективность разделения оказывают большое влияние гидродинамические режимы течения и барботаж потоков, конструктивное исполнение тарелок;
- эффективность разделения зависит от схемы организации движения потоков жидкости и пара в колонне и на тарелках (однонаправленное течение жидкости на соседних тарелках, разнонаправленное, кольцевое и т.д.).

Учитывая широкую распространённость понятия теоретической тарелки, при выполнении расчётов в качестве базового варианта для последующих сопоставлений было принято, что КПД её равно 1.

Дополнительным параметром, влияющим на характеристики узла ректификации, является температурный напор в конденсаторе-испарителе между кон-

денсующимся азотом и кипящей кубовой жидкостью. В нашем случае он принят 2,5 К, что типично для современных конденсаторов-испарителей.

Отвод из конденсатора-испарителя части кипящей кубовой жидкости (поток безопасности) приводит к уменьшению тепловой нагрузки аппарата и, следовательно, флегмового орошения. В высокоточных расчетах это влияние должно учитываться. В представленных расчетах принята доля потока безопасности 1 % от расхода кубовой жидкости.

На рис. 4 показано, как изменяется содержание кислорода в продукционном азоте в зависимости от величины отбора азота при фиксированных числах теоретических тарелок (от 5 до 40). Кривые построены путём расчётов по алгоритму (см. рис. 2) при вариациях расхода азота A . В расчётах учитывались изменения теплоты испарения (конденсации) потоков при изменении концентраций, а также гидравлические сопротивления тарелок и теплопритоки, которые распределялись равномерно по высоте колонны.

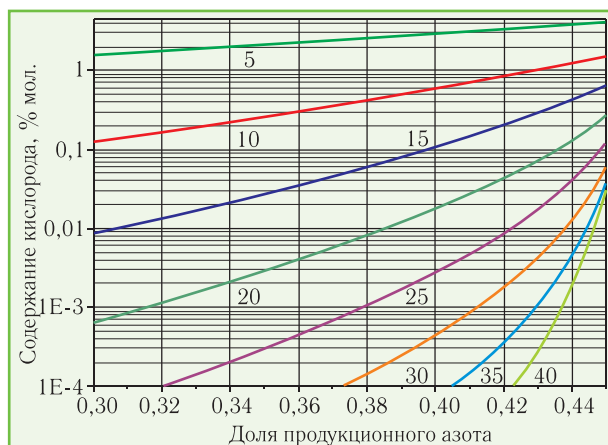


Рис. 4. Содержание кислорода в продукционном азоте, определённое по методике В, в зависимости от доли отбора азота и числа теоретических тарелок

Одновременно исследовано влияние указанных параметров на содержание аргона в продукционном азоте (рис. 5), кислорода и аргона в кубовой жидкости (рисунки 6 и 7). Бытует представление, что содержание аргона в продукционном азоте строго пропорционально содержанию кислорода. Полученные результаты показывают, что это утверждение применимо при фиксированном числе теоретических тарелок только для колонны с низкой разделительной способностью (при числе теоретических тарелок до 10). В колоннах с большим числом тарелок отношение y^{Ar}/y^{O_2} зависит и от y^{O_2} , и от N_t . В пределах выполненных расчётов отношение y^{Ar}/y^{O_2} менялось от 0,1 до 200.

Анализируя представленные графики, следует отметить, что увеличение отбора азота приводит к уменьшению количества кубовой жидкости и снижению флегмового числа. Увеличение доли отбора азота более 0,44 уменьшает флегмовое число до значений, близких к минимальному. Это вызывает ускоренный рост содержания кислорода и аргона в продукционном азоте.

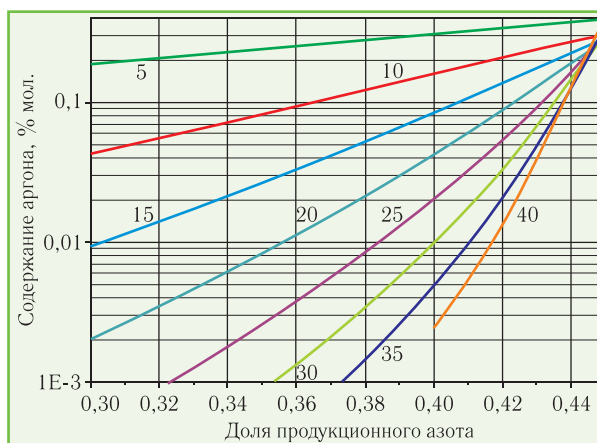


Рис. 5. Содержание аргона в продукционном азоте при изменении доли его отбора и числа теоретических тарелок

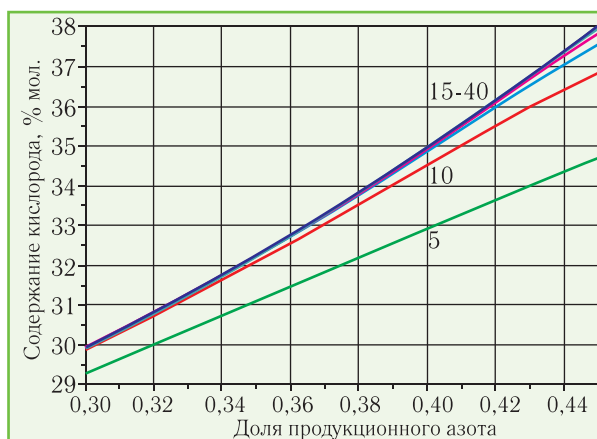


Рис. 6. Содержание кислорода в кубовой жидкости в зависимости от доли отбора продукционного азота и числа теоретических тарелок

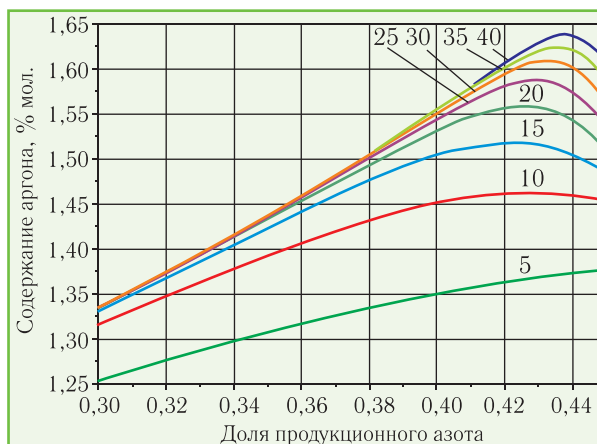


Рис. 7. Содержание аргона в кубовой жидкости

При известных концентрациях кислорода и аргона в продукционном азоте содержание компонентов в кубовой жидкости может быть получено на основании закона сохранения массы (уравнений материальных балансов). Однако графики, показанные на рисунках 6 и 7, получены именно как результаты расчёта процесса ректификации воздуха. Балансовые уравнения использовались для контроля, подтверждая правильность расчётов.

Из графика на рис. 6 видно, что при числе теоретических тарелок в колонне более 20 содержание кис-

лорода в кубовой жидкости зависит только от расхода и не зависит от числа тарелок. Это связано с тем, что производственный азот характеризуется очень малым содержанием кислорода, и, практически, весь кислород переходит в кубовую жидкость.

Иное получается при анализе распределения аргона (рис. 7). Увеличение отбора азота приводит к росту содержания аргона в кубовой жидкости. Однако при большом числе теоретических тарелок после достижения доли отбора более 0,42-0,44 наблюдается снижение концентрации аргона в кубовой жидкости в связи с тем, что содержание аргона в азоте резко растёт и значительное количество аргона уносится с производственным азотом.

Такие результаты проявляются при расчётах с учётом тепловых эффектов и гидравлических сопротивлений. Однако они не наблюдаются, если выполнять расчёты, например, по методике А.

Рост давления внизу колонны смещает кривые равновесия к диагонали, а уменьшение расхода жидкости по колонне из-за роста теплоты испарения приближает рабочую линию к кривой равновесия. Эти процессы ухудшают ректификацию, т.е. происходит приближение к режиму минимального флегмового орошения. При этом затрудняется ректификация именно в нижней части колонны, где разделяются кислород и аргон. При $A=0,45$ содержание аргона в азоте с увеличением числа тарелок сначала снижается, а затем, из-за роста давления внизу колонны и приближения к режиму минимального орошения, начинает повышаться. В данном случае качество азота падает из-за роста количества аргона при увеличении числа тарелок. Такой неожиданный результат проявляется только в расчётах с учётом максимального числа реально действующих и ухудшающих условия ректификации факторов.

В режиме максимального получения производственного азота происходит также перераспределение аргона по высоте колонны. Из рис. 8 видно, как изменяются концентрации аргона в жидкой и паровой фазах на тарелках по высоте колонны, содержащей 40 теоретических тарелок, при доле отбора 0,44. Обращает на себя внимание значительное увеличение содержания аргона в флегмовой жидкости на 26 и 27 теоретических тарелках, где его концентрация превышает 7%. При таких концентрациях может оказаться целесообразным осуществлять извлечение аргона в установках рассматриваемого типа, производящих азот.

Анализируя работу узла получения газообразного азота, следует остановиться на требованиях к криогенному циклу, обеспечивающему охлаждение воздуха до необходимых параметров. Рассмотрим условия охлаждения воздуха для колонны из 30 теоретических тарелок, производящей азот чистотой 5 ppm O_2 . Из графика на рис. 4 следует, что доля отбираемого азота равна 0,402. При этом производственный азот будет содержать 0,0109% Ar . Давление азота — 0,6 МПа. Давление входящего в колонну воздуха — 0,612 МПа. Содержание жидкой фазы во входящем воздухе должно составить 0,04695.

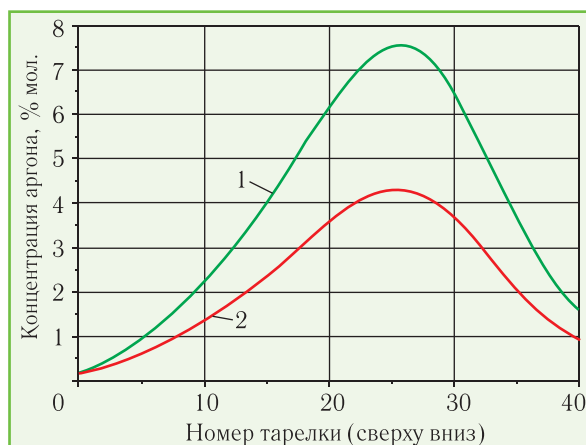


Рис. 8. Распределение аргона по тарелкам колонны: 1 — жидкая фаза; 2 — паровая фаза

Пусть воздух после блока очистки входит в блок разделения с параметрами: $T=280$ К и $P=0,625$ МПа. Для его охлаждения до параметров входа в колонну необходимо отвести 5741 кДж/кмоль. При недорекуперации 5 К обратные потоки способны от воздуха отобрать теплоты 5473 кДж/кмоль. Поэтому холодопроизводительность цикла должна составить 268 кДж/кмоль. К этому следует добавить теплопритоки к системе теплообменников.

Значительное влияние на процесс ректификации оказывает давление в колонне. Понижение давления улучшает условия разделения компонентов. Возможности работы ректификационной колонны при пониженных давлениях ограничивает необходимость одновременного снижения давления кипения кубовой жидкости в конденсаторе-испарителе. Если считать 0,15 МПа минимально допустимым давлением кипения кубовой жидкости, то давление в колонне можно снизить до 0,35...0,38 МПа. Для удобства анализа результатов для контрольных расчётов было принято давление вверху колонны равное 0,4 МПа. Расчётные кривые для давления 0,4 МПа представлены на рис. 9 красным цветом.

Повышение давления затрудняет разделение компонентов ректификацией. Однако такой процесс даёт возможность выводить производственный азот при повышенном давлении, которое может потребоваться потребителю. На рис. 9 кривые содержания кислорода в азоте при давлении вверху колонны 0,9 МПа показаны синим цветом.

Зависимости разделительной способности колонны при разных давлениях имеют одинаковый характер. При понижении давления они смещаются в сторону больших долей извлечения азота. Во всех рассмотренных случаях увеличение числа теоретических тарелок при превышении некоторого предельного значения доли отбираемого продукта снижает чистоту азота. Увеличение числа теоретических тарелок более 40...45 может считаться нерациональным. При чистоте азота 0,001% O_2 и 40 теоретических тарелках в колонне доля производственного азота составляет 0,48 при давлении 0,4 МПа, 0,425 — при 0,6 МПа и 0,375 — при 0,9 МПа. Другие значения при иных сочетаниях параметров легко получить из рис. 9.

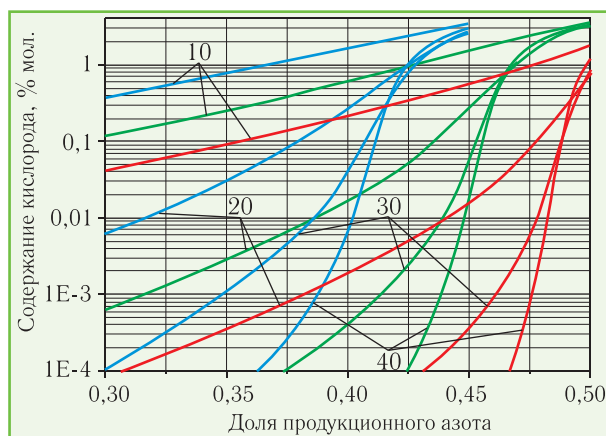


Рис. 9. Чистота производимого азота по кислороду при давлении в колонне 0,4 МПа (красные линии), 0,6 МПа (зеленые) и 0,9 МПа (голубые линии) и числе теоретических тарелок 10, 20, 30 и 40

4. ХАРАКТЕРИСТИКИ УЗЛА ПОЛУЧЕНИЯ ЖИДКОГО АЗОТА

Производство жидкого азота имеет особенности, которые следует учитывать при расчёте процесса ректификации. При получении жидкого азота, когда он отводится из колонны в жидком виде, уменьшается флегмовое орошение. Это затрудняет процесс ректификации.

В целях снижения потерь продукта от испарения при сливе его в ёмкости, производят переохлаждение выдаваемого жидкого азота в переохладителе (см. рис. 1,б). На это затрачивается часть жидкого азота, выводимого из колонны, и доля этого потока может составлять до 18...20 % от производимого при проведении ректификации под давлением 0,6 МПа. Затраты на переохлаждение можно снизить, если ректификацию проводить при более низком давлении. Это также облегчает разделение воздуха, что важно именно в колоннах с малым флегмовым орошением.

Давление в колонне определяется работой конденсатора-испарителя, т.е. температурным напором, давлением на стороне кипения и составом кипящей кубовой жидкости. Приняв минимальное давление кипения 0,15 МПа, можно получить минимальное давление в колонне. Так как на температуру конденсации и кипения влияют составы потоков, то в перечень определяющих параметров должно входить и число теоретических тарелок. Расчётные значения давлений производимого азота при температурном напоре 2,5 К колеблются в пределах 0,31..0,34 МПа. Эти значения ниже, чем при получении газообразного азота. Такой результат объясняется большим содержанием азота в кубовой жидкости. Для получения сопоставимых результатов нами принято расчётное значение давления 0,4 МПа.

Влияние неона и гелия проявляется сильнее в режиме производства жидкого азота, чем при получении газообразного. В этом режиме конденсация является полной, в отличие от парциальной при получении газообразного азота. Неконденсирующиеся примеси

неона и гелия накапливаются в полости конденсатора и в связи с этим затрудняют конденсацию азота. Для исключения влияния неона и гелия на процесс конденсации производят отвод накапливающейся неонгелиевой смеси (поток F_V на схеме рис. 1,б). Содержание азота в отводимой газообразной смеси составляет 95...97 % [5,6]. Количественно это эквивалентно отводу 0,05...0,08 % поступающего воздуха. В последующих расчётах поток F_V принят равным 0,0006 расхода воздуха. Его свойства принимаются такими, как у газообразного производимого азота. Более строгое определение состава неонгелиевой смеси возможно тогда, когда конденсатор рассматривается как дефлегматор [7].

При расчёте узла получения жидкого переохлажденного азота (см. рис. 1,б) используется тот же алгоритм, представленный на рис. 2, но в систему уравнений (8) должно включаться ещё и уравнение теплового баланса переохладителя жидкого азота. В расширенной таким образом системе уравнений (9) учитываются поток F_V и различие между потоками A_L и A_V . В качестве производимого считается поток A_L . В результате система уравнений примет следующий вид:

$$\begin{cases} B = A_L + A_V + R + F_V; \\ y_B = (A_L + A_V)y_A + R x_R + F_V y_A; \\ B h_0 = A_L h_8 + A_V h_9 + R h_6 + R_L h_7 + F_V h_{10} + q_{oc}; \\ A_L h_8 + A_V h_9 = (A_L + A_V) h_3 + q_{no}; \\ Q_{к-н} = R_V h_6 + R_L h_7 - R h_4 - q_{к-н}; \\ L_0 = Q_{к-н} / (h''_A - h'_A); \\ V_0 = L_0 + A_L + A_V + F_V. \end{cases} \quad (9)$$

Чистота производимого жидкого азота (по кислороду) в зависимости от числа теоретических тарелок при давлении в колонне 0,6 МПа иллюстрируется рис. 10. При анализе характеристик узла получения жидкого азота следует учитывать, что под долей производимого азота понимается поток A_L , имеющий давление 0,6 МПа и переохлаждённый на 12...13 К. При сливе этого азота потребителю в ёмкость произойдет снижение давления до атмосферного и из-за самоиспарения останется 92...94 % его исходного количества.

Как и при извлечении газообразного азота, рис. 10 показывает наличие области предельных значений получения жидкого продукта. При доле более 0,27 наблюдается резкое снижение чистоты азота, которая не может быть улучшена увеличением числа тарелок в колонне. Это ограничение возникает из-за неблагоприятных условий осуществления процесса ректификации в колонне.

Рис. 10 предоставляет возможность охватить практически все режимы производства жидкого азота. При доле отбора менее 0,1 для получения высокочистого азота достаточно менее 15 теоретических тарелок. Важным фактором, ограничивающим долю производимого азота, является холодопроизводительность цикла, обеспечивающего охлаждение и

частичную конденсацию поступающего в колонну воздуха. Как правило, коэффициент ожигания даже в циклах высокого давления не превышает 0,25.

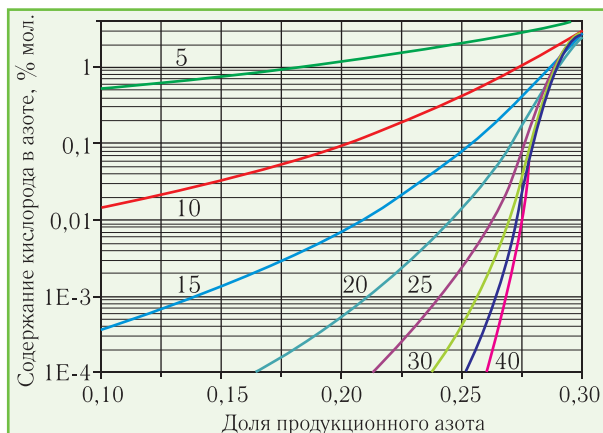


Рис. 10. Зависимость чистоты жидкого продукционного азота (по кислороду) от величины сливаемого продукта и числа теоретических тарелок

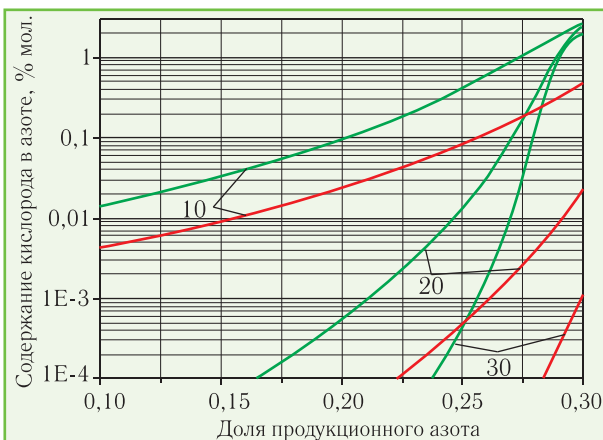


Рис. 11. Сравнение чистоты жидкого азота (по кислороду) при разделении воздуха в колоннах при давлениях 0,4 МПа (красные линии) и 0,6 МПа (зелёные линии)

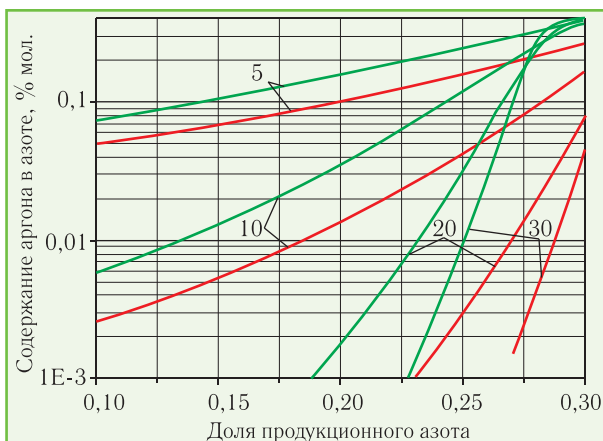


Рис. 12. Сравнение чистоты жидкого азота (по аргону) при разделении воздуха в колоннах при давлениях 0,4 МПа (красные линии) и 0,6 МПа (зелёные линии)

Снижение давления в колонне позволяет получать азот заданной чистоты при меньшем числе тарелок. Из рис. 11 можно установить достижимую чистоту жидкого азота при давлениях в колонне 0,4 и 0,6 МПа. Если в колонне сохранить число тарелок, то переход с давления 0,6 МПа на процесс при давлении 0,4 МПа позволяет увеличить выдачу жидкого азота на 0,04...0,06 от количества поступающего воздуха без снижения чистоты продукта. Содержание аргона при этом меняется мало, как видно из рис. 12.

В режимах совместного производства жидкого и газообразного азота характеристики узла разделения будут находиться между результатами разделов 3 и 4 (например, между данными рис. 4 и рис. 10).

5. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Результаты выполненных расчётных исследований позволяют сделать следующие выводы:

1. Применение в расчётах ректификации воздуха методик, которые не учитывают тепловые и гидравлические эффекты, может привести к значительным погрешностям в определении чистоты получаемого азота. Погрешности увеличиваются при описании режимов максимального отбора продукта, в которых расчётное содержание кислорода в азоте может отличаться в 100 и более раз.

2. В основу исследования узла извлечения азота, состоящего из колонной секции и конденсатора-испарителя, положена методика, учитывающая взаимное влияние аппаратов, тепловые и гидравлические эффекты при ректификации. Кривые концентраций компонентов продуктов разделения при разных режимах имеют схожий характер. Они смещаются в сторону больших долей производимого азота при уменьшении давления в колонне. Повышение давления приводит к уменьшению доли извлекаемого азота. Определены численные границы рациональных долей отбора.

3. Показано, что снижение давления ректификации является эффективным средством улучшения разделительного эффекта узла ректификации. Снижение давления с 0,6 до 0,4 МПа позволяет увеличить отбор газообразного азота на 10...12 %, в то время как повышение давления до 0,9 МПа снижает производительность установки на 9...11 %.

4. При производстве жидкого азота возможности узла ректификации заметно снижаются (в 1,2...1,4 раза). Дополнительное уменьшение производительности на 18...20 % вызвано необходимостью переохлаждения жидкого азота перед выдачей его потребителю. Однако в реальных воздухо-разделительных установках использовать полностью разделительную способность узла ректификации не позволяет ограниченная холодопроизводительность криогенного цикла.

5. В режимах, близких к предельно возможным, в установках с большим числом тарелок наблюдается изменение характера распределения аргона по высоте колонны. Концентрация аргона в средней части ко-

лонны увеличивается и может достигать 7...8 %. Это создаст условия для извлечения аргона в установках, производящих газообразный азот.

ЛИТЕРАТУРА

1. **Таран В.Н.** Особенности расчёта ректификации воздуха. 1. Получение азота под давлением// Технические газы. — 2010. — № 1 — С. 33-44.

2. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения. В 2-х т. Т.1. Термодинамические основы разделения воздуха, схемы и аппараты воздуходелительных установок. Под ред. **Епифановой В.И.** и **Аксельрода Л.С.** — М.: Машиностроение, 1973. — 472 с.

3. **Наринский Г.Б.** Ректификация воздуха. — М.: Машиностроение, 1978. — 248 с.

4. **Архаров А.М., Марфенина И.В., Микулин Е.И.** Криогенные системы. В 2-х т. Т.1. Основы теории и расчета. — М.: Машиностроение, 1996. — 576 с.

5. **Головко Г.А.** Криогенное производство инертных газов. — Л.: Машиностроение, 1983 — 416 с.

6. Конденсационные системы обогащения Ne-Ne-смеси и опыт их использования на Нижнетагильском металлургическом комбинате// **В.Л. Бондаренко, А.А. Лущик, А.Г. Андреев, Т.В. Дьяченко**// Технические газы. — 2009. — № 6. — С. 66-70.

7. **Таран В.Н.** Описание процессов в дефлегматоре и расчёт его характеристик// Технические газы. — 2007. — № 1. — С. 18-23.

ВЫСТАВКИ
MVK
www.mvk.ru

IX Международный Форум

PCVEXPO

WWW.PCVEXPO.RU

26–29 ОКТЯБРЯ 2010

РОССИЯ, МОСКВА,
МВЦ «КРОКУС ЭКСПО»

НАСОСЫ КОМПРЕССОРЫ АРМАТУРА ПРИВОДЫ И ДВИГАТЕЛИ

Контакты дирекции Форума:
ТЕЛ./ФАКС: (495) 925-34-82, E-MAIL: PCVEXPO@MVK.RU

<p>Организаторы Форума:</p> <p>ЗАО «МВК» Российская Ассоциация производителей насосов Ассоциация компрессорщиков и пневматиков Научно-промышленная ассоциация арматуростроителей</p> <p>Генеральные информационные спонсоры:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; font-size: 0.8em;"> </div>	<p>При поддержке:</p> <p>Министерства промышленности и торговли РФ Правительства Москвы Московской Торгово-промышленной палаты СЕР Europrint</p> <p>Информационная поддержка:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; font-size: 0.7em;"> </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; font-size: 0.7em;"> </div>
---	---

РЕГИОНАЛЬНЫЕ ПРЕДСТАВИТЕЛЬСТВА ЗАО «МВК»: **МВК УРАЛ:** (343) 371-24-76, **МВК ВОЛГА:** (843) 291-75-89