

УДК 621.59(075.8)

Л.А. Акулов, Е.И. Борзенко*, В.И. ИвановСанкт-Петербургский государственный университет низкотемпературных и пищевых технологий,
ул. Ломоносова, 9, г. Санкт-Петербург, РФ, 190002

*e-mail: borzenko@gunipt.spb.ru

С.Л. Зверев

ООО «ОМЗ-Спецтехгаз», пр. Ленина, 1, г. Колпино Ленинградской области, РФ, 196653

АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ В УЗЛЕ РЕКТИФИКАЦИИ МОДЕРНИЗИРУЕМОЙ ВРУ АЖКЖААРЖ-2

Воздухоразделительные установки (ВРУ) типа АЖКЖААРЖ-2 могут производить наряду с кислородом и азотом ещё и жидкий аргон. Для повышения чистоты аргона в стандартных установках применяют метод «Деоксо», основанный на использовании водорода. От этой технологии в некоторых случаях удаётся отказаться. Узел ректификации ВРУ можно модернизировать с небольшими затратами, если имеется потребитель аргона с содержанием в нём кислорода около 1 % (объёмн.) и незначительной примесью азота. Показано, что в этом случае в узел разделения необходимо ввести небольшой по габаритам конденсатор сырого аргона и напорную трубу. Расчёты узла ректификации модернизируемой ВРУ подтвердили, что такие изменения позволят повысить качество производимого жидкого аргона.

Ключевые слова: Воздухоразделительная установка. Кислород. Азот. Аргон. Ректификация. Флегма. Конденсатор-испаритель. Колонна. Напорная труба. Модернизация.

L.A. Akulov, E.I. Borzenko, V.I. Ivanov, S.L. Zverev

ANALYSIS OF PROCESSES INTO UNIT OF RECTIFICATION IN MODERNIZED ASP АЖКЖААРЖ-2

Air separation plants (ASP) such as АЖКЖААРЖ-2 can make equally with oxygen and nitrogen also liquid argon. In standard plants for increase of purity of argon apply method «Deokso» based on use of hydrogen. In some cases it is possible to refuse this technology. Unit of rectification of ASP is possible to modernize with small expenses if there is consumer of argon with the maintenance in it of oxygen about 1 % (vol.) and an insignificant impurity of nitrogen. It is shown that in this case is necessary to add the small by size condenser into separation unit of raw argon and pressure pipe. Calculations of rectification unit of modernize ASP confirm that such changes allow to increase quality of made liquid argon.

Keywords: Air separation plant. Oxygen. Nitrogen. Argon. Rectification. Phlegm. Condenser-evaporator. Column. Pressure pipe. Modernization.

1. ВВЕДЕНИЕ

На ООО «ОМЗ-Спецтехгаз» эксплуатируется воздухоразделительная установка (ВРУ) АЖКЖААРЖ-2 (КЖАр-2). В соответствии с паспортными данными установка может работать в одном из трёх режимов: получения жидкого азота или жидкого кислорода и в смешанном режиме. В каждом режиме наряду с получением жидких N₂ и O₂ предусмотрено производство их в газообразном виде с выдачей неонгелиевой смеси и сырого аргона.

Установка до её модернизации работала в одном из 2-ух режимов. Основным было получение жидкого кислорода в количестве 40 т/сут. с содержанием 99,7% O₂ (объёмн.) и жидкого азота в количестве 2 т/сут. с концентрацией 99,5 % N₂ (объёмн.). При работе в смешанном режиме производительность по жидкому кислороду составляла 28 т/сут., а по жидко-

му азоту — 10-12 т/сут., при такой же чистоте криопродуктов, как и в первом режиме. Сырой аргон на установке не производился.

В связи с появлением реального потребителя сырого аргона (с минимально возможным количеством в нём кислорода и без примеси азота) нами была проанализирована возможность получения такого продукта без изменения количества производимых жидких O₂ и N₂ и их качества.

При анализе учитывалось, что ВРУ работала до её модернизации без потока циркуляционного азота, который может использоваться в данной установке. Из-за этого количество продуктов разделения, получаемое в каждом из двух режимов работы установки, оказывалось несколько меньше, чем следует из паспортных данных, которые соответствуют работе установки с циркуляционным азотным потоком. Наличие последнего даёт возможность увели-

чить количество азотной флегмы, подаваемой в верхнюю колонну, с одновременным отводом аргонной фракции из верхней колонны и повысить степень извлечения кислорода и азота в каждом из режимов работы ВРУ.

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА УЗЛА РЕКТИФИКАЦИИ

При анализе работы узла ректификации ВРУ за основу была взята схема КжАр-2, которая приведена на рис. 1. Для решения поставленной перед нами задачи дополнительно в неё были введены конденсатор сырого аргона А20 и напорная труба (НПТ).

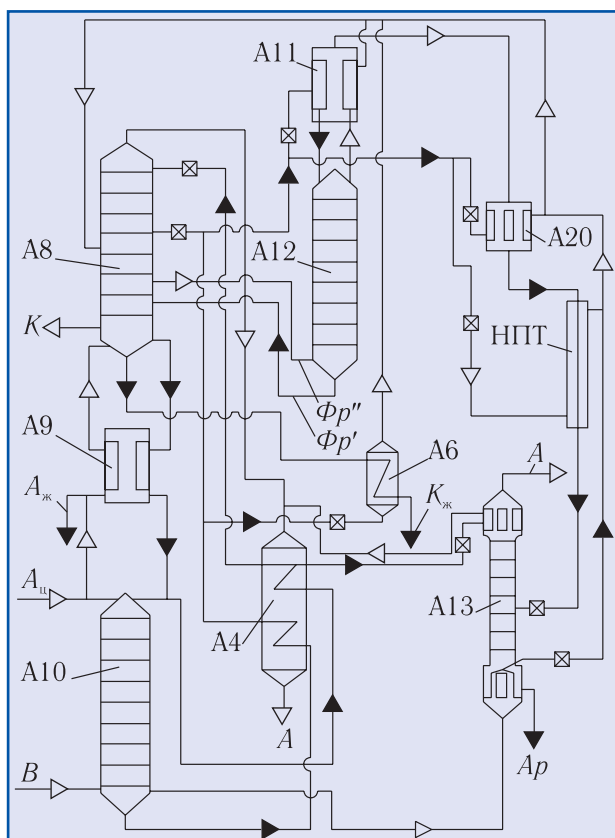


Рис. 1. Принципиальная схема узла ректификации ВРУ КжАр-2: А4, А6 — переохладители; А8, А10 — верхняя и нижняя ректификационные колонны, соответственно; А9, А11 — конденсаторы-испарители; А12 — колонна сырого аргона; А13 — колонна чистого аргона; А20 — конденсатор сырого аргона-испаритель; НПТ — напорная труба; В — поток перерабатываемого воздуха; А_ц — поток циркуляционного азота; Фр'' — аргонная фракция (насыщенный пар); Фр' — жидкая аргонная фракция; Ар — жидкий аргон; А, К — газообразные азот и кислород; А_ж, К_ж — жидкие азот и кислород; ▷ — газ, пар; ► — жидкость

Рассмотрим работу модернизированного узла ректификации ВРУ. Поток перерабатываемого воздуха В, образующийся после смешения детандерного потока с потоком, выходящим из основного теплообменника (на рис. 1 не показаны), поступает в нижнюю

ректификационную колонну А10. В ней происходит предварительное разделение воздуха с образованием кубовой жидкости, отводимой из куба колонны, и газообразного азота, который отбирается из верхней части колонны. К этому потоку азота присоединяется поток циркуляционного азота А_ц, охлаждённого в теплообменниках (на рис. 1 не показаны). После этого общий поток направляется в конденсатор-испаритель А9, где оживается. Одна часть жидкого азота в качестве азотной флегмы возвращается на верхнюю тарелку колонны А10 для обеспечения в ней процесса ректификации, а другая, пройдя через переохладитель А4, дросселируется на верхнюю тарелку колонны низкого давления А8. Небольшое количество жидкого азота после переохладителя А4 подаётся в конденсатор, расположенный в верхней части колонны А13, откуда образовавшиеся пары азота А отводятся в поток отбросного N₂, поступающего в переохладитель А4. Часть жидкого азота в количестве А_ж может из А9 отводиться в качестве продукционного потока.

Жидкий кислород из куба колонны А8 поступает в конденсатор-испаритель А9, откуда пары O₂ возвращаются в колонну А8. Из колонны А8 в качестве продуктов отбираются газообразный и жидкий кислород. Последний перед выводом из установки переохлаждается в переохладителе А6 частью потока кубовой жидкости, отводимой из куба колонны А10 и переохлаждённой в аппарате А4.

Остальной поток кубовой жидкости делится на четыре части. Большая часть дросселируется в колонну А8. Остальные три потока дросселируются и поступают соответственно в межтрубные пространства конденсаторов-испарителей А11 и А20 и в рубашку напорной трубы НПТ. Потоки паров кубовой жидкости, выходящие из этих аппаратов, а также переохладителя А6, соединяются и направляются в верхнюю колонну А8.

Из колонны А8 отбирается поток аргонной фракции Фр'' в состоянии насыщенного пара, который подаётся в колонну сырого аргона А12. В ней поток пара по мере подъёма обогащается аргоном, так как из паровой смеси O₂-Ar-N₂ конденсируется большая часть кислорода, который собирается в виде жидкой аргонной фракции Фр' в кубе колонны А12, откуда она возвращается в колонну А8.

Окончательное обогащение аргонной фракции происходит в конденсаторе-испарителе А11, откуда сырой аргон идёт на переконденсацию в конденсатор-испаритель А20. Сконденсированный в А20 сырой аргон поступает в напорную трубу НПТ. В напорной трубе, снабжённой рубашкой, куда подаётся часть потока кубовой жидкости, давление сырого аргона повышается до 0,34 МПа. После этого он направляется в колонну А13, где очищается от содержащейся в нём примеси азота. Как отмечено в [1], наилучшие условия работы колонны А13 обеспечиваются при давлении 0,20...0,22 МПа, которое поддерживается после дросселирования жидкого сырого аргона в колонну А13.

В процессе ректификации в колонне А13 почти весь азот, содержащийся в сыром аргоне, отделяется,

и газообразная фракция, состоящая из азота с небольшими примесями Ar и O_2 отводится из под крышки конденсатора, расположенного в верхней части этой колонны.

Жидкий аргон с небольшим содержанием кислорода собирается в межтрубном пространстве испарителя, расположенного в нижней части колонны А13, откуда в жидком виде может отводиться в качестве целевого продукта Ar . Часть жидкости, находящейся в испарителе, кипит за счёт подогрева парами кубовой жидкости, отбираемыми из куба колонны А10. Образовавшиеся пары обеспечивают процесс ректификации в колонне А13.

3. АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ В УЗЛЕ РЕКТИФИКАЦИИ

Расчётно-теоретический анализ работы узла ректификации ВРУ проводился на ЭВМ с использованием исходных данных, полученных в ходе эксплуатации установки, и с применением обобщенной схемы узла ректификации [2]. Эта схема предусматривает наличие в ректификационной колонне по высоте семи участков, испарителя и конденсатора. В связи с тем, что в использующихся колоннах узла ректификации установки КжАр-2 число участков меньше, то нами применялись приведённые на рис. 2 схемы ректификационных колонн с обозначениями потоков пара и жидкости.

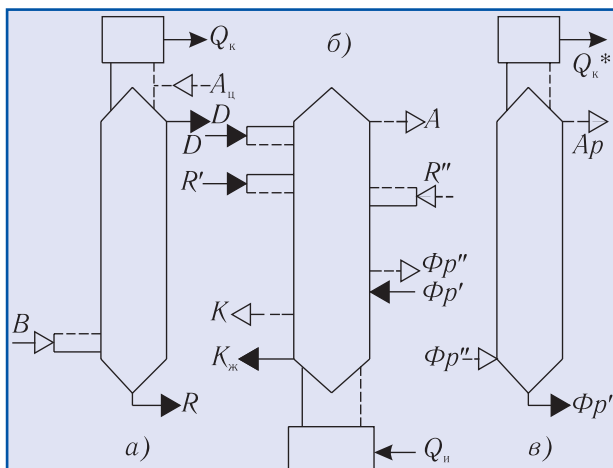


Рис. 2. Расчётные схемы ректификационных колонн: а — нижняя колонна (А10 на рис. 1); б — верхняя колонна (А8); в — колонна сырого аргона (А13); В — поток перерабатываемого воздуха; R, R', R'' — потоки кубовых жидкостей; Q_к, Q_{к*} — теплота конденсации; Q_н — теплота, подводимая к испарителю; D — поток азотной флегмы; A_ц — поток циркуляционного азота; K, K_ж — кислород газообразный и жидкий; Φр', Φр'' — аргонные фракции; Ar — аргон; A — азот; - - - - - пар; — — — жидкость

При расчёте процесса ректификации в нижней колонне исходная величина теплоты конденсации Q_k , найденная из теплового баланса нижней колонны и вводимая в расчёт, затем корректировалась так, чтобы тепловая нагрузка этой колонны на испаритель Q_n (который у неё отсутствует) незначительно отлича-

лась от нуля. Обычно корректировка заканчивалась, если $Q_n < 30-40$ кДж/моль. Такой величиной Q_n можно пренебречь, так как в расчётах не учитывался теплоприток из окружающей среды через изоляционное ограждение, который близок к принятой величине Q_n .

В некоторых вариантах расчётов несколько менялось паросодержание воздуха, входящего в нижнюю колонну, относительно его значения, рассчитанного по паспортным данным ($x=0,705$).

При расчёте процесса разделения с учётом потока циркуляционного азота A_c для каждого его значения были получены величины потоков азотной флегмы и кубовой жидкости, их состав, необходимое число ректификационных тарелок нижней колонны А10 и её сопротивление. При тех же значениях A_c в случае отвода из колонны части жидкого азота рассчитывался процесс ректификации в верхней колонне с использованием величин материальных потоков и их составов, полученных при расчёте нижней колонны. При этом поток азотной флегмы, подаваемой в верхнюю колонну, уменьшали на величину $A_{ж}$, которая отводилась в качестве целевого продукта из узла ректификации при работе установки в режиме получения жидкого кислорода.

Доля кубовой жидкости, направляемой в конденсатор-испаритель аргонной колонны А20, принята равной 0,3 моль/моль п.в. (перерабатываемого воздуха), а паросодержание этого потока на выходе из конденсатора-испарителя задано равным 0,8843.

Для каждого значения A_c в ходе расчёта были получены величины материальных потоков, выходящих из верхней колонны, их состав, число ректификационных тарелок и сопротивление колонны. Кроме того, определяли число ректификационных тарелок для каждой из четырёх секций верхней колонны и удельную тепловую нагрузку конденсатора-испарителя колонны сырого аргона.

В заключение рассчитывали колонну сырого аргона, для которой в соответствии с материальными потоками верхней колонны и их составами, а также принятой концентрацией O_2 в сыром аргоне определяли число тарелок, гидравлическое сопротивление колонны, составы и количество продуктов разделения.

Расчёты проводили в соответствии с техническими характеристиками ректификационных тарелок каждой из колонн (табл. 1).

Тарелки колонн А8, А10 и А12 выполнены с прямолинейным током жидкости. В колоннах А8 и А10 тарелки имеют боковой слив, т.е. два боковых сектора, расположенных друг под другом, служат для слива жидкости и её приёма с вышележащей тарелки. Таким образом, попадая в приёмный сектор, жидкость диаметрально движется по тарелке до противоположного бокового сектора, откуда сливается на нижележащую тарелку, на которой совершает диаметрально движение в направлении, противоположном движению жидкости на вышележащей тарелке, и, достигнув противоположного бокового сектора, сливается на следующую тарелку.

В аргонной колонне А12 установлены тарелки, у

Таблица 1. Технические характеристики тарелок колонн, входящих в узел ректификации воздуха ВРУ КжАр-2

Параметры	Колонна			
	Нижняя колонна А10	Верхняя колонна А8	Колонна сырого аргона А12	Колонна чистого аргона А13
Наружный диаметр, м	1	1,2	0,7	0,23
Расстояние между тарелками, м	0,1	0,1	0,06	0,07
Площадь барботажа, м ²	0,561	0,8267	0,185	0,00196
Периметр слива, м	0,6786	0,818	0,9220	0,065
Высота сливной перегородки, м	0,015	0,015	0,015	0,01
Диаметр отверстий, м	0,0012	0,0012	0,0012	0,0009
Шаг отверстий, м	0,00325	0,00325	0,00325	0,00325
Количество тарелок, шт.	42	82	80	40

которых чередуются сливные устройства, соответственно размещённые на периферии (в противоположных боковых секторах) и в центре тарелки. Жидкость, попадая в два боковых сливных сектора, расположенных на противоположных концах тарелки, переливается на нижнюю тарелку и с двух её концов движется прямолинейно к центру, где расположено сливное устройство, из которого она поступает в приёмную часть нижележащей тарелки. Из центральной приёмной части этой тарелки поток жидкости направляется к двум противоположным боковым сливным секторам и т.д.

При проведении расчётно-теоретического анализа в качестве исходного режима работы установки был принят основной (базовый) режим получения жидкого кислорода (характеристика которого приведена выше) с одновременным получением небольшого количества чистого жидкого азота. Чистота продуктов разделения была взята такой же, как и в исходном режиме. Это было сделано для того, чтобы иметь возможность сравнивать характеристики установки до и после модернизации.

Нижняя колонна А10

Средняя величина рабочего давления в колонне принята равной 0,685 МПа. Расчётный анализ проводили для трёх значений удельной теплоты конденсации Q_k : 3500, 4400 и 4800 кДж/моль. Два последних значения теплоты конденсации были получены при работе установки с расходами циркуляционного азота 0,09 и 0,18 м³N₂/м³ п.в., соответственно. Концентрация кислорода в потоке кубовой жидкости составляла 0,3 мольO₂/моль.

Результаты расчёта показывают, что даже в случае $Q_k=3500$ кДж/моль при получении азотной флегмы с содержанием кислорода 0,005 мольO₂/моль, необходимое число ректификационных тарелок в колонне равно 14. Следовательно, чистота азотной флегмы и отводимого из этого потока продукционного жидкого азота может быть повышена. Так, при снижении содержания O₂ в азотной флегме до 0,001 мольO₂/моль необходимое число ректификацион-

ных тарелок возрастает лишь до 16-ти, а при снижении до 0,000002 мольO₂/моль — до 54-ёх, что больше количества тарелок, имеющихся в этой колонне (см. табл. 1). Однако эти значения получены расчётно для режимов, когда $A_{ц}=0$. Расчёты показывают, что наличие потока $A_{ц}$ приводит к увеличению Q_k , и, как следствие, к снижению числа ректификационных тарелок в нижней колонне на 20-25 % (при принятых значениях потоков $A_{ц}$). Таким образом, расчёты подтверждают, что можно получить азотную флегму с чистотой на уровне 0,000002 мольO₂/моль.

Верхняя колонна А8 с отводом аргонной фракции

Расчёт верхней колонны, работающей с отбором аргонной фракции, проводили при среднем давлении в ней 0,165 МПа. Содержания кислорода в кубовой жидкости и азотной флегме принимались, соответственно, 0,3 и 0,005 мольO₂/моль. Доля кубовой жидкости, подаваемой в межтрубное пространство конденсатора-испарителя аргонной колонны, составляла 0,3 м³/м³ п.в. Процесс расчёта верхней колонны заканчивался тогда, когда теплота, подводимая к испарителю колонны $Q_{и}$, оказывалась по значению близкой к теплоте конденсации Q_k в нижней колонне при работе в данном режиме.

Расчёт, выполненный при $A_{ц}=0$ и с учётом особенностей основного режима, когда одновременно с жидким кислородом из узла ректификации должно отводиться небольшое количество жидкого азота, показал, что он не может быть реализован из-за недостатка азотной флегмы, подаваемой в верхнюю колонну. При этом во всех расчётно исследованных режимах содержание газообразного кислорода в аргонной фракции, направляемой в колонну сырого аргона из верхней колонны, было принято равным 88 % O₂.

Значения материальных потоков, полученные из расчёта верхней колонны, работающей одновременно с колонной сырого аргона, при принятой концентрации отходящего азота, равной 99,5 % N₂, приведены в табл. 2.

Табл. 3 показывает, как распределяются ректификационные тарелки в верхней колонне по отдельным секциям в соответствии с использованной рас-

Таблица 2. Значения материальных потоков при работе верхней колонны совместно с колонной сырого аргона после модернизации установки

$A_{ц}$, м ³ N ₂ /м ³ п.в.	Удельные расходы потоков, м ³ /м ³ п.в.				
	Жидкий O ₂	Газообразный O ₂	Сырой аргон	Газообразная аргонная фракция	Азотная флегма
0,09	0,15658	0,04953	0,00775	0,21494	0,38784
0,18	0,1565	0,04953	0,00775	0,21481	0,47785

чётной схемой. Обозначения отдельных секций соответствуют обобщённой схеме узла ректификации, приведённой в [2].

Таблица 3. Количество ректификационных тарелок в отдельных секциях верхней колонны

$A_{ц},$ $м^3 N_2/м^3 п.в.$	Количество тарелок					
	в секциях					общее
	2-ая	4-ая	5-ая	6-ая	7-ая	
0,09	13	9	8	31	1	62
0,18	9	6	8	27	1	51

Из расчётов следует, что в сравнении с действующей верхней колонной ВРУ, места подачи потоков в колонну и их отвод из неё остаются практически неизменными в модернизированной установке. Так, в зависимости от значения $A_{ц}$ отвод из колонны газообразной аргонной фракции производится с 32-ой тарелки, а её возврат в виде жидкости из колонны сырого аргона — на 28-ую тарелку. В действующей установке отвод аргонной фракции предусмотрен с 29-ой тарелки. Ввод кубовой жидкости из конденсатора-испарителя колонны сырого аргона должен происходить на 40-ую и 36-ую тарелки в зависимости от режима работы; остальная же часть кубовой жидкости должна подаваться на 49-ую и 42-ую тарелки.

Однако в связи с тем, что содержание кислорода в отходящем из верхней колонны газообразном азоте принято равным 0,5 % O_2 (это намного превышает паспортные данные установки), то требуемое число ректификационных тарелок (см. табл. 3) оказывается существенно меньше, чем в существующей колонне (82 шт. — в табл. 1).

Вместе с тем, как следует из анализа, при получении сырого аргона можно повысить содержание кислорода в отходящем азоте до 0,5 % O_2 , что даёт возможность увеличить степень извлечения кислорода из воздуха (см. табл. 2). Если в этом случае будет обеспечена необходимая холодопроизводительность, то в основном режиме, при котором главным продуктом является жидкий кислород, установка будет иметь улучшенные показатели по этому продукту.

Колонна сырого аргона А12

Для анализа был выбран режим, когда концентрация аргонной фракции, подаваемой в колонну сырого аргона, по кислороду составляла 88 % O_2 . В расчётах содержание кислорода в сыром аргоне принималось равным, соответственно, 2 и 1 % O_2 .

По существу, при проведении расчётов находилось необходимое количество ректификационных тарелок в колонне сырого аргона. Полученные результаты представлены в табл. 4.

Из табл. 4 следует, что при наличии в колонне сырого аргона 80-ти ректификационных тарелок можно поддерживать минимальное содержание кислорода в сыром аргоне (на уровне 1 %). Однако в этих режимах содержание азота в сыром аргоне оказывается относительно большим (17-18,5 %).

Таблица 4. Количество ректификационных тарелок в колонне сырого аргона

Содержание O_2 в сыром Аг, %	Состав сырого аргона, моль/моль			Доля сырого аргона, $м^3/м^3 п.в.$	Кол-во ректификационных тарелок в колонне сырого Аг, шт.
	N_2	Аг	O_2		
2	0,1663	0,8137	0,02	0,00775	62
1	0,1854	0,8046	0,01	0,00775	77

Проведённый расчётно-теоретический анализ основного узла ректификации показывают, что при подаче циркуляционного азота в количестве $A_{ц}=0,09 м^3/м^3 п.в.$ можно повысить степень извлечения продукционного кислорода и обеспечить получение сырого аргона с содержанием кислорода в нём 1-2 % O_2 .

Расчёт давления на выходе из напорной трубы

Давление сырого аргона на выходе из напорной трубы высотой h (см. рис. 3) складывается из давления на входе в трубу $P_{вх}$ и гидростатического давления столба жидкости в трубе $\rho_{с.Аг}gh$ за вычетом потери давления $\Delta P_{тр}$ на преодоление сопротивления при движении жидкости в трубе, т.е.

$$P_{вых} = P_{вх} + \rho_{с.Аг}gh - \Delta P_{тр}. \quad (1)$$

Плотность насыщенной жидкости сырого аргона $\rho_{с.Аг}$ при давлении $P_{вх}$ определяется плотностью его компонентов при данном давлении и их массовой концентрацией в сыром аргоне. С учётом этого

$$\rho_{с.Аг} = x_{Аг}\rho_{Аг} + x_{N_2}\rho_{N_2} + x_{O_2}\rho_{O_2}. \quad (2)$$

В случае, когда $P_{вх}=0,16$ МПа, плотность жидкого аргона $\rho_{Аг}=1364,2$ кг/м³, жидкого азота $\rho_{N_2}=786,2$ кг/м³ и кислорода $\rho_{O_2}=1116,7$ кг/м³ [3]. Если массовые концентрации $x_{Аг}=0,8784$ (0,8137 об.); $x_{N_2}=0,104$ (0,1663 об.); $x_{O_2}=0,0176$ (0,02 об.), то плотность сырого аргона составит $\rho_{с.Аг}=1299,7$ кг/м³.

Следовательно, статическое давление сырого аргона (без учёта $\Delta P_{тр}$) на выходе из трубы

$$P_{вых,стат} = P_{вх} + \rho_{с.Аг}gh = 0,16 + 1299,7 \cdot 9,8 \cdot 14 \cdot 10^{-6} = 0,338 \text{ МПа}. \quad (3)$$

Определим теперь $\Delta P_{тр}$. Скорость потока сырого аргона в трубе с внутренним диаметром $d_b=0,017$ м при расходе $V=2,24 \cdot 10^{-5}$ м³/с (62 нм³/ч) составит $W=0,0987$ м/с. При турбулентном режиме течения $Re=10655$. Динамическая вязкость сырого аргона определяется так же, как и плотность, при использовании принципа аддитивности. В результате $\mu_{с.Аг}=2048 \cdot 10^{-7}$ Па·с. В турбулентном режиме коэффициент сопротивления трения труб круглого сечения с технически гладкими стенками согласно [4]

$$\lambda = (1,8 \lg Re - 1,64)^{-2} = (1,8 \lg 10655 - 1,64)^{-2} = 0,032. \quad (4)$$

Следовательно, потеря давления при преодолении сопротивления трубы

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda \frac{h}{d} \frac{\rho_{\text{с.Аг}} W^2}{2} =$$

$$= 0,032 \frac{14}{0,017} \frac{1299,7 \cdot 0,0987^2}{2} = 167 \text{ Па.} \quad (5)$$

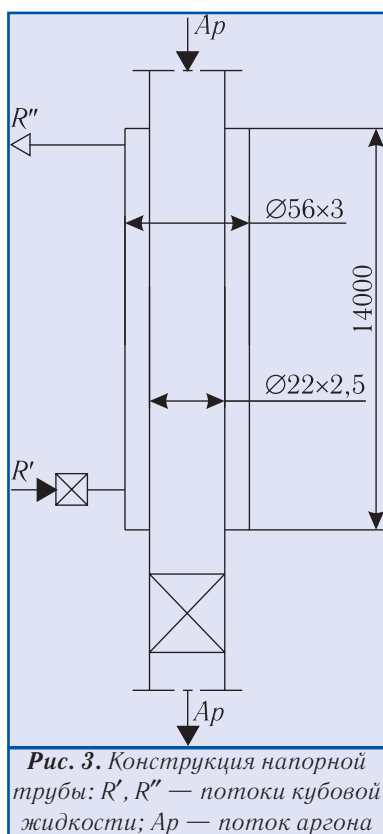
Полученная потеря давления пренебрежимо мала по сравнению со статическим давлением. Поэтому её можно не учитывать и принять $P_{\text{вых}} = 0,338 \text{ МПа}$.

Колонна чистого аргона А13

Результаты проведённого расчётного анализа показывают, что содержание азота в сыром аргоне может составлять 16,6-18,5 % N_2 (объёмн.). Очистку от азота можно выполнить в колонне для получения чистого аргона А13, которая имеется в составе установки КжАр-2. Для осуществления этого процесса узел ректификации установки, как показано на рис. 1, дополнительно комплектуется конденсатором сырого аргона А20 и напорной трубой НПТ.

Из расчётов следует, что удельная тепловая нагрузка на конденсатор сырого аргона А20 составляет всего 2,15 кДж/м³ п.в. При такой нагрузке и величине потока сырого аргона 62 м³/ч габариты конденсатора А20 будут незначительными. Поэтому его включение в криогенный блок не вызовет каких-либо затруднений.

Основные размеры напорной трубы показаны на рис. 3, где приведена её конструкция. При диаметре напорной трубы 56×3 мм потери давления в трубе, как показано выше, не превысят 180 Па, а давление потока жидкого сырого аргона при высоте трубы, равной 14 м, составит приблизительно 0,34 МПа.



Поток жидкого сырого аргона после выхода из трубы дросселируется в колонну чистого аргона А13. У этой колонны ситчатые кольцевые тарелки имеют односливное устройство. Для оценки работы этой колонны было проведено моделирование процесса ректификации по методике, изложенной в [5,6]. При расчёте коэффициент эффективности тарелки принимался равным 0,6. Ввод сырого жидкого аргона производился на 23-ю тарелку.

В ходе моде-

лирования процесса ректификации определяли число продуктов разделения по заданному флегмовому числу, количество ректификационных тарелок при конкретизации расположения тарелки питания и ряд других параметров (см. табл. 1). Считалось, что исходная смесь вводится в колонну в состоянии насыщенной жидкости. Средняя величина рабочего давления в колонне принималась равной 0,22 МПа.

При изменении в расчётах расходов жидкого аргона, отводимого из куба колонны А13, в режимах, когда содержание O_2 в сыром аргоне составляло 1 % O_2 (объёмн.), было установлено, что можно производить жидкий аргон также с достаточно низким содержанием в нём азота.

При изменениях доли жидкости, отбираемой из колонны А13 в виде целевого продукта в пределах 45-70 % от количества подаваемого в колонну жидкого сырого аргона, остаточное содержание азота в отводимом продукте составляло $5 \cdot 10^{-6}$ - $14 \cdot 10^{-5}$ моль/моль п.в. При этом содержание кислорода в производимом жидком аргоне менялось от 1,7 до 1,03 % O_2 (объёмн.).

В итоге можно заключить, что установка КжАр-2 при незначительном изменении её технологической схемы может обеспечить получение производимого аргона, в котором примеси O_2 и N_2 будут удовлетворять требованиям потребителя.

4. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Предлагаемая модернизация узла разделения ВРУ КжАр-2 позволит улучшить качество производимого аргона. Ожидаемые затраты на проведение модернизации могут быть незначительными. Требуется ввести в технологическую схему узла разделения небольшой по габаритам конденсатор сырого аргона и напорную трубу. Возможность внесения в схему предложенных нами изменений подтверждается выполненными расчётными исследованиями.

ЛИТЕРАТУРА

1. Головкин Г.А. Криогенное производство инертных газов. — Л.: Машиностроение, 1983. — 416 с.
2. Криогенные системы. Т.2. Основы проектирования аппаратов, установок и систем/А.М.Архаров, И.А. Архаров, В.П. Беляков и др.; Под общ. ред. А.М. Архарова и А.И. Смородина. — 2-е изд. Перераб. и доп. — М.: Машиностроение, 1999. — 720 с.
3. Теплофизические свойства криопродуктов: Учебное пособие для вузов/ Л.А. Акулов, Е.И. Борзенко, В.Н. Новотельнов, А.В. Зайцев. — СПб.: Политехника, 2001. — 243 с.
4. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. — М.: Машиностроение, 1975. — 559 с.
5. Борзенко Е.И. Статика и динамика элементов криогенных систем. — Л.: Из-во ЛГУ, 1988. — 212 с.
6. Кафаров В.В., Ветехин В.И., Бояринов А.М. Программирование и вычислительные методы в химии и химической технологии. — М.: Химия, 1972. — 486 с.