

ФЕДЕРАЛЬНОЕ АГЕНТСТВО ПО ОБРАЗОВАНИЮ
Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования
«ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

В.А. Власов, В.Ф. Мышкин, А.П. Вергун, А.В. Власов

**МЕТОДИЧЕСКОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ
ОБОРУДОВАНИЯ ЛАБОРАТОРИИ
РАЗДЕЛЕНИЯ ИЗОТОПОВ**

*Рекомендовано в качестве учебного пособия
Редакционно-издательским советом
Томского политехнического университета*

Издательство
Томского политехнического университета
2008

УДК 121.039.3(075.8)

ББК 24.13я73

В58

Власов В.А.

В58 Методическое обеспечение оборудования лаборатории разделения изотопов: учебное пособие / В.А. Власов, В.Ф. Мышкин, А.П. Вергун, А.В. Власов. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2008. – 159 с.

ISBN 5-98298-226-1

В учебном пособии рассматриваются научные основы и технологии разделения изотопов тяжелых элементов. Основное внимание уделяется существующим промышленным технологиям центрифужного и газодиффузионного обогащения урана. Подробно проанализированы основные технологические составляющие газодиффузионного метода.

Пособие разработано в рамках реализации Инновационной образовательной программы ТПУ по направлению «Атомная энергетика, ядерный топливный цикл, безопасное обращение с радиоактивными отходами и отработанным ядерным топливом, обеспечение безопасности и противодействие терроризму» и предназначено для магистрантов, обучающихся по специальности «Физика кинетических явлений».

УДК 121.039.3(075.8)

ББК 24.13я73

Рецензенты

Доктор технических наук,
главный специалист НОП «Центр современных технологий»
В.А. Хан

Доктор физико-математических наук, профессор ТГУ
В.Г. Бутов

ISBN 5-98298-226-1

© Власов В.А., Мышкин В.Ф., Вергун А.П.,
Власов А.В., 2008

© Томский политехнический университет, 2008

© Оформление. Издательство Томского
политехнического университета, 2008

Глава 1

ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИИ ОБОГАЩЕНИЯ УРАНА

1.1. Методы обогащения урана

В атомной энергетике в качестве ядерного топлива используется обогащенный уран, т. е. уран с концентрацией ^{235}U , превышающей его массовое содержание в природном уране (0,711 %) (в реакторах на тепловых нейтронах). На природном уране работают тяжеловодные реакторы CANDU и графитогазовые (типа реакторов Magnox). Их доля в общей мощности АЭС в мире в 1980 г. составляла около 12 %, а к 1985 г. уменьшилась до 8 %.

Применение в реакторах на тепловых нейтронах урана ^{235}U , обогащенного до 5 %, обуславливает большую глубину выгорания топлива, высокую удельную энергопроизводительность с каждой топливной загрузки, а также компактность активной зоны. Работа на обогащенном уране позволяет существенно снизить массовые потоки урана во внешнем топливном цикле: в производстве ТВЭЛов и ТВС, в транспортировании и хранении отработавшего топлива, его химической регенерации. Все это в целом позволяет получать от АЭС с реакторами на тепловых нейтронах большой мощности значительный экономический эффект.

Без урана высокого (до 90 %) и среднего (до 20 %) обогащения невозможно создание исследовательских реакторов, а также ядерных реакторов для атомного морского флота. Уран среднего обогащения используется для первых загрузок активных зон реакторов на быстрых нейтронах при их работе в конвертерном режиме.

Промышленное производство обогащенного по легкому изотопу урана – важнейшая стадия ядерного топливного цикла. Однако разработка эффективных методов разделения изотопов и промышленное получение обогащенного урана в крупных масштабах оказались весьма сложной научной и инженерно-технической задачей.

Огромные принципиальные трудности решения этой задачи связаны с тем, что для разделения изотопов урана невозможно применить привычные химические методы. Как известно, изотопы одного и того же химического элемента различаются своими атомными массами. Это обуславливает и некоторые различия в физических и химических свой-

ствах изотопов элементов. Эти небольшие различия позволяют использовать их в промышленных методах разделения изотопов урана.

Некоторые методы разделения основаны на прямом использовании различия масс ионов, молекул или атомов. Примерами могут служить электромагнитное разделение (в том числе с использованием плазменных центрифуг), газодиффузионный метод, разделение в газовых центрифугах, газодинамические методы (в том числе с использованием разделительного сопла или вихревой трубки).

В *электромагнитном методе* разделение изотопов достигается благодаря тому, что ускоренные до одинаковой энергии ионы движутся поперек постоянного магнитного поля по окружностям, радиус которых зависит от массы иона. Следовательно, смесь ионов, вышедших из источника, разделяется в таком электромагнитном сепараторе на пучки, каждый из которых содержит ионы только одной массы. Наибольшее расхождение между разделительными пучками достигается после того, как ионы пройдут путь, равный половине окружности. Если в соответствующих этому условию местах установить коллекторы ионов, то в идеальном случае можно собрать полностью разделенные изотопы урана. В реальных условиях имеют место процессы, приводящие к тому, что в коллектор, предназначенный для извлечения какого-нибудь одного изотопа, частично попадают и другие. Поэтому на практике электромагнитный метод не позволяет полностью разделить изотопы элемента, однако высокое обогащение достигается в однократной операции. Электромагнитный метод разделения изотопов наиболее универсален и может быть применен к любому химическому элементу.

В методе *газовой диффузии* используется различие скоростей теплового движения молекул изотопов, имеющих разную массу, при принудительном прохождении ими весьма малых по размерам пор и капилляров специальной пористой перегородки (газодиффузионного фильтра) в условиях вакуума, когда молекулы практически не сталкиваются между собой. Этот метод можно применять для разделения смесей изотопов, находящихся в газообразном состоянии. В случае урана наиболее пригодным для этой цели оказался UF_6 .

Разделение изотопов в *газовой центрифуге* основано на том, что при термодинамическом равновесии в потенциальном поле центробежных сил устанавливается равновесное распределение скоростей молекул по закону Максвелла-Больцмана, существенно зависящее от молекулярной массы. В равновесном состоянии концентрация легких молекул относительно выше вблизи оси, а концентрация тяжелых молекул – возле стенки ротора. Как и в методе газовой диффузии, исходная смесь изотопов для разделения в центрифуге должна быть газообразной (UF_6). Метод газовых центрифуг называют также центробежным методом.

В основе метода *разделительного сопла* для обогащения урана лежит отклонение дозвуковой газовой струи. При малом радиусе кривизны линий тока и большой скорости струи газ приобретает значительное центробежное ускорение, приводящее к частичному разделению смеси (аналогичные процессы имеют место в роторе газовой центрифуги). Однако в отличие от центробежного метода эффект разделения в сопле возникает в неравновесных условиях газодинамического течения смеси. Разновидность метода разделительного сопла представляет собой метод вихревой трубки. С целью увеличения скорости струи, а тем самым и увеличения эффекта разделения в качестве технологического газа, применяется водород в смеси с небольшим по объему (не более 4 %) количеством гексафторида урана.

В физико-химических методах (*ректификация, изотопный химический обмен* в системах газ–газ, газ–жидкость, газ–твердое тело, жидкость–жидкость, жидкость–твердое тело) используются различия изотопного состава в двух различных равновесных физических или химических фазах. Для тяжелых элементов, в том числе для урана, эти различия невелики, но они значительно возрастают для легких элементов. Поэтому физико-химические методы получили практическое применение для разделения изотопов легких элементов (H, O, N, C).

Разрабатывается *лазерный* метод разделения изотопов элементов в двух вариантах – с использованием молекулярных соединений (UF_6) и атомов (в состоянии пара) химических элементов.

В случае урана идея первого варианта заключается в том, что гексафторид урана, т. е. смесь $^{235}UF_6$ и $^{238}UF_6$, облучается инфракрасным излучением лазера с такой длиной волны, которая поглощается только одним типом молекул, например $^{235}UF_6$. Эти молекулы, поглощая свет, переходят в возбужденное состояние с более высокой энергией. Смесь возбужденных и невозбужденных молекул можно подвергнуть действию мощного УФ или ИК излучения, при поглощении которого возбужденные молекулы $^{235}UF_6$ диссоциируют с образованием твердого соединения (порошка) $^{235}UF_5$, которое может быть выделено тем или иным физическим методом. Невозбужденные молекулы при таком дополнительном облучении диссоциации не подвергаются.

Во втором варианте селективное возбуждение ^{235}U , находящихся в виде металлического пара, проводится излучением перестраиваемых лазеров в видимой части спектра. Возбужденные атомы ^{235}U могут быть ионизированы при вторичном облучении, а образовавшиеся ионы извлечены из смеси с нейтральными атомами электрическим полем.

Лазерным методом может быть достигнуто высокое обогащение в однократной операции (в одной ступени разделения).

Разрабатывается также **плазменный** метод разделения, основанный на использовании ионного циклотронного резонанса. В однородном магнитном поле частота обращения иона по круговой орбите (ионная циклотронная частота) зависит от массы иона и напряженности магнитного поля, причем радиус орбиты зависит от энергии иона. Ионные циклотронные частоты изотопов ^{235}U и ^{238}U различаются на 1 %. Если направить в плазму электромагнитное излучение, частота которого совпадает с ионной циклотронной частотой иона ^{235}U , то оно будет поглощаться преимущественно этими ионами. Энергия ионов ^{235}U будет возрастать, радиус их орбиты увеличится, так что в результате произойдет пространственное разделение орбит ионов ^{235}U и ^{238}U . Каждый из этих изотопов может быть собран на разных коллекторах. Этот метод может обеспечить высокое обогащение на одной разделительной ступени.

1.2. Схема производства обогащенного урана

В начальный период единственным промышленным методом производства обогащенного урана был газодиффузионный. В последние годы его вытеснил конкурирующий с ним центрифужный (центробежный) метод разделения изотопов урана, основанный на применении высокоскоростных газовых ультрацентрифуг. В обоих методах применяют уран в виде UF_6 . В газообразной фазе гексафторид урана является наиболее удобным рабочим материалом технологического процесса.

Промышленные методы разделения изотопов урана для получения высокообогащенного ^{235}U продукта были впервые разработаны (в США, а также в СССР) в связи с программой создания атомной бомбы (электромагнитный, центрифужный и газодиффузионный методы). Позднее газодиффузионная технология, как наиболее отработанная, была использована для промышленного производства обогащенного урана как ядерного топлива для ядерной электроэнергетики и атомного флота.

Принципиальная схема процесса обогащения урана методами газовой диффузии или газовых центрифуг приведена на рис. 1.1. Эффекты разделения в единичной операции для этих молекулярно-кинетических методов сравнительно невелики, и для получения продукта с желаемой степенью обогащения требуется многократное повторение единичной операции. Поэтому разделительные элементы (газодиффузионные ступени или газовые центрифуги) соединяются по схеме противоточного каскада для умножения единичного эффекта разделения.

Как на газодиффузионные, так и на центробежные заводы уран поступает для обогащения в виде гексафторида урана. В том же виде с заводов выходит обогащенный и обедненный уран. Причем несколько десятых долей процента потока питания из-за химических взаимодействий

вий остается внутри разделительного оборудования и трубопроводов, накапливаясь там в виде твердых отложений, например в виде UF_4 . В качестве питания на заводы может поступать гексафторид, содержащий или природный уран с концентрацией ^{235}U $c_0 = 0,711\%$, или обедненный уран – отвальный продукт разделительного процесса, или слегка обогащенный (обедненный) уран – регенерат облученного урана, прошедшего переработку и очистку на радиохимическом заводе.

Разделительные заводы могут иметь несколько точек питания для подачи UF_6 с различной концентрацией ^{235}U и несколько точек для отбора продукта с различной степенью обогащения.

На питание разделительного завода подается поток исходного гексафторида урана F^* с концентрацией X_F (%), причем значение X_F определяется видом исходного сырья. При использовании природного урана $X_F = c_0 = 0,711\%$. При использовании для питания каскадов регенерированного урана $X_F = X_K$, где $X_K < c_0$ или $X_K > c_0$.

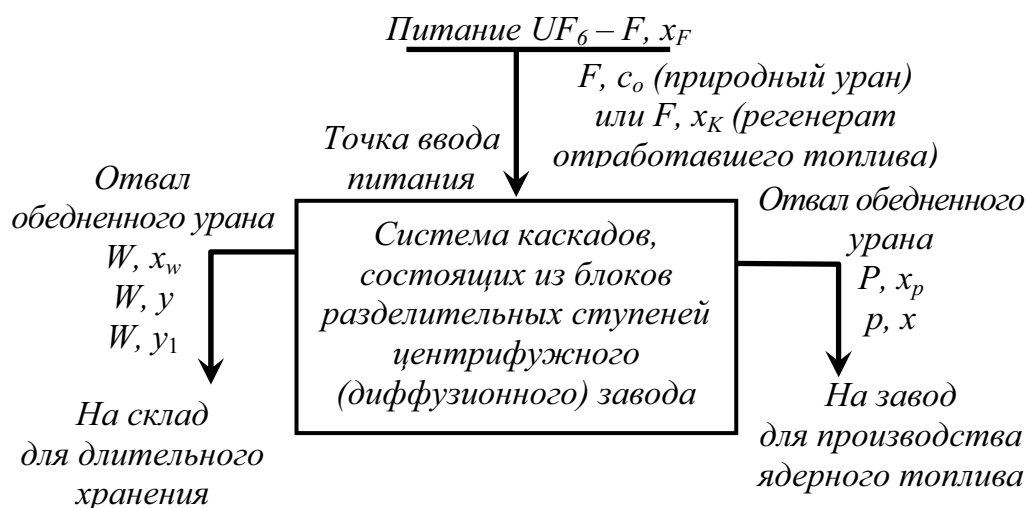


Рис. 1.1. Принципиальная схема производства обогащенного урана

В точке питания газовый поток UF_6 раздваивается так, что каскад делится на две секции – обогащения и извлечения (регенеративную секцию). Вправо от точки питания (рис. 1.1) вдоль каскада идет поток газа, непрерывно обогащаемый легким изотопом урана в процессе прохождения через разделительные ступени. Этот поток принято называть потоком легкой фракции. Поток легкой фракции из каждой ступени превышает возвращаемый в предыдущую ступень поток обедненного газа (так называемой тяжелой фракции) на расчетное значение потока P обогащенного урана. В конце секции обогащения, где достигается обогащение ^{235}U , равное X_P или X (при этом $X_P > X_F$ или при питании природным ураном $X > c_0$), производится отбор указанного потока P .

Влево от точки питания движется поток газообразного UF_6 , непрерывно обедняемый легким изотопом ^{235}U и соответственно обогащаемый тяжелым изотопом ^{238}U . Здесь на каждой ступени поток тяжелой фракции превышает поток легкой фракции, движущийся в направлении к точке питания, на величину потока обедненного урана, извлекаемого в конце регенеративной секции. Обедненный уран с концентрацией ^{235}U , равной y (при этом $y < c_0$) и обозначаемой в общем виде X_w (при этом $X_w < X_F$), образует отвал разделительного производства. Отвалы в виде твердого гексафторида (или превращенного в другую форму, например UO_2 , UO_3) поступают на склады. Обедненный уран может быть использован как исходный материал, из которого в реакторах-размножителях на быстрых нейтронах будет производиться новый делящийся материал – плутоний. Обедненный уран может поступить снова на разделительный завод в качестве питания для более глубокого извлечения ^{235}U и получения обогащенного продукта при меньшем содержании ^{235}U в новом отвале, равном y_w (при этом $y_w < X_w$). Наряду с y_w принято также обозначать отвал y (при этом $y < c_0$), а вторичный отвал y_1 ($y_1 < y$).

Содержание в отвалах ^{235}U определяет очень важную характеристику процесса – глубину извлечения ^{235}U из исходного природного продукта. Ранее содержание ^{235}U в отвалах разделительных заводов США устанавливалось равным 0,25–0,30 % (извлечение ^{235}U из природного урана составляет 58–63 %). При содержании ^{235}U в отвале 0,2 % извлечение может достичь 70 %, а при содержании ^{235}U 0,1 % извлекается 86 %. Соответственно снижается удельный расход природного урана.

Коэффициент расхода природного урана f_0 для получения 1 кг урана при заданном содержании ^{235}U (обогащении) X , %, и содержании ^{235}U в отвале y , %, можно найти, решая совместно уравнения: материального баланса (питание = отбор + отвал) –

$$F = P + W \quad (1.1)$$

и баланса легкого изотопа урана (^{235}U) –

$$F c_0 = P X + W y. \quad (1.2)$$

При $P = 1$, исключив путем подстановки $W = F - P$ неизвестное W , получим выражение для коэффициента расхода f_0 природного урана, $\frac{\text{кг природного урана}}{\text{кг обогащенного урана}}$

$$f_0 = \frac{F}{P} = \frac{X - y}{c_0 - y}. \quad (1.3)$$

В табл. 1.1 приведен выход обогащенного урана на 1 т природного урана для различного обогащения и содержания ^{235}U в отвале. Если вместо

природного урана с содержанием ^{235}U , равным c_0 , для питания разделительного завода используется регенерат урана, полученный после радиохимической переработки отработавшего в реакторе топлива с содержанием ^{235}U X_k , большим, чем содержание природного урана ($X_k > c_0$), то формулу (1.3) можно преобразовать к следующему виду, $\frac{\text{кг регенерированного урана}}{\text{кг обогащенного урана}}$

$$f_{\text{рег}} = \frac{X - y}{X_k - y}. \quad (1.4)$$

Таблица 1.1

Выход обогащенного урана, кг, на 1 т природного урана*
при различном содержании ^{235}U в отборе и отвале

$X, \%$	$y = 0 \%$	$y = 0,1 \%$	$y = 0,2 \%$	$y = 0,3 \%$	$y = 0,4 \%$
1	711,0	678,9	638,7	587,1	518,3
2	355,5	321,6	283,9	241,8	194,4
3	237,0	210,7	182,5	152,2	119,6
4	177,7	156,7	134,5	111,1	86,4
5	142,2	124,7	106,5	87,5	67,6

* В расчете принято $c_0 = 0,711 \%$.

Если в качестве исходного сырья для питания разделительного завода используется сильно выгоревший ($X_k < c_0$) в реакторе и затем регенерированный на радиохимическом заводе уран или берется со складов отвала со сравнительно высоким содержанием ^{235}U (например, $y = 0,3 - 0,5 \%$) и имеются производственные возможности и экономическая целесообразность более глубокого извлечения из него ^{235}U до содержания в отвале $y_1 < y$, например до $y_1 = 0,1 - 0,15 \%$ (проблема переработки богатых отвалов), то в этом случае вычисляется коэффициент расхода такого обедненного урана на получение 1 кг урана с содержанием ^{235}U , равным природному c_0 , $f_{\text{об}}, \frac{\text{кг обедненного или отвального урана}}{\text{кг природного урана}}$

$$f_{\text{об}} = \frac{c_0 - y_1}{y - y_1}. \quad (1.5)$$

Приведенные в формулах (1.3)–(1.5) коэффициенты расхода исходного урана, поступающего на обогащение в форме гексафторида, даны без учета некоторых материальных потерь продукта, которые неизбежны в любом технологическом процессе. Такие потери (γ) имеются и на разделительном заводе ($\gamma \leq 0,005$). Эти потери возникают главным образом в результате химического взаимодействия (своеобразной коррозии) UF_6 с контактирующими материалами, парами воды. При этом возникают

нелетучие соединения урана (например, тетрафторид урана – зеленая соль), осаждающиеся на внутренних стенках оборудования разделительных заводов. Они могут быть извлечены лишь при остановках и ремонтах. С учетом потерь коэффициенты расхода необходимо умножить на $1 + \gamma$.

В контрактах на «обоганительный сервис» диффузионные заводы США принимают потери урана равными 0,5 % ($\gamma = 0,005$), что учитывается при возврате заказчиком отвалного продукта.

1.3. Основы теории разделения изотопов тяжелых элементов

Для молекулярно-кинетических методов, к которым относятся газодиффузионный и центробежный, характерно многократное повторение единичного эффекта разделения, реализуемого в разделительном элементе. Для этого разделительные элементы соединяются в разделительный каскад. Ступенью каскада называется группа параллельно соединенных разделительных элементов (например, центрифуг). В газодиффузионном каскаде понятия ступени и разделительного элемента совпадают: ступенью является единичная газодиффузионная машина.

Разделительный элемент (рис. 1.2) работает по следующей схеме. На вход в элемент поступает поток исходной смеси F (питание); внутри элемента этот поток разделяется на два потока – поток обогащенной (легкой) фракции $P = \theta F$ (отбор) и поток обедненной (тяжелой) фракции $W = (1 - \theta)F$ (отвал). θ называется коэффициентом деления потока. В процессах обогащения урана можно считать, что UF_6 представляет собой смесь, состоящую из $^{235}UF_6$ и $^{238}UF_6$, так как содержание ^{234}U весьма мало и им можно при дальнейшем рассмотрении пренебречь.

Коэффициенты разделения и обогащения. Процесс разделения смеси двух изотопов в разделительном элементе или разделительной ступени характеризуется коэффициентом разделения, который выражает отношение концентрации (массовой доли) нужного изотопа (в данном случае ^{235}U) в бинарной смеси после процесса разделения к его концентрации в бинарной смеси перед осуществлением этого процесса. При определении получаемого в разделительном элементе обогащения или обеднения данным изотопом, т. е. приращения или снижения его массовой доли (концентрации), удобно пользоваться коэффициентами обогащения или обеднения, которые численно равны соответствующим коэффициентам разделения минус единица.

Рассмотрим процессы обогащения и обеднения изотопом урана ^{235}U в разделительном элементе. Пусть на входе в разделительный элемент массовая доля (концентрация) ^{235}U в гексафториде урана равна X_F , а доля содержащегося в нем ^{238}U составляет $1 - X_F$. После разделения доля

^{235}U в обогащенной фракции увеличится и станет равной X_p , а в обедненной фракции она уменьшится и составит X_w .

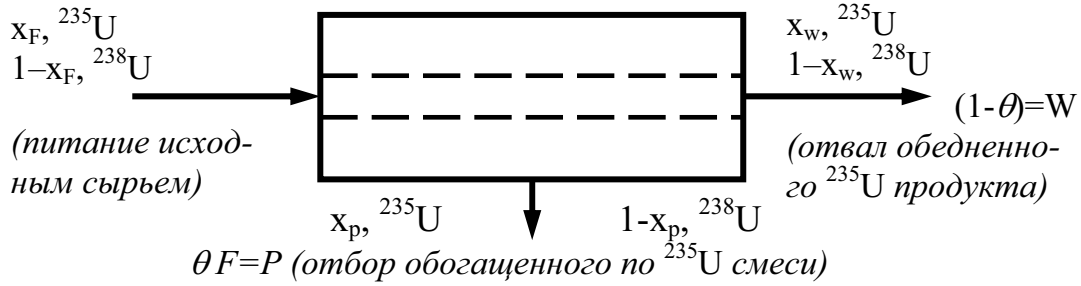


Рис. 1.2. Схема работы разделительного элемента

Напротив, доля тяжелого изотопа ^{238}U в обогащенной фракции уменьшится и будет равна $1 - X_p$, тогда как в обедненной фракции она возрастет и станет равной $1 - X_w$. Введем теперь относительные концентрации как отношение долей легкого и тяжелого изотопов соответственно на входе в разделительный элемент: $R = X_F / (1 - X_F)$, в обогащенной фракции: $R' = X_p / (1 - X_p)$ и в обедненной фракции: $R'' = X_w / (1 - X_w)$. Поскольку и обогащенная, и обедненная фракции по изотопному составу отличаются от исходной смеси, то для характеристики качества работы разделительного элемента вводятся два коэффициента разделения: по обогащенной фракции α и по обедненной фракции β :

$$\alpha = \frac{R'}{R} = \frac{x_p(1-x_F)}{x_F(1-x_p)}; \quad \beta = \frac{R''}{R} = \frac{x_w(1-x_F)}{x_F(1-x_w)}. \quad (1.6)$$

Соответствующие им коэффициенты обогащения ε' и обеднения ε'' определяются следующим образом:

$$\varepsilon' = \alpha - 1; \quad \varepsilon'' = \beta - 1. \quad (1.7)$$

Преобразуя уравнения (1.6) и подставляя $\varepsilon' + 1$ вместо α и $\varepsilon'' + 1$ вместо β , получаем значение концентрации легкого изотопа урана в легкой (обогащенной) фракции:

$$X_p = X_F(1 + \varepsilon') / (1 + \varepsilon'X_F), \quad (1.8)$$

и в тяжелой (обедненной) фракции:

$$X_w = X_F / [(1 + \varepsilon'')(1 - X_F) + X_F]. \quad (1.9)$$

Теперь найдем обогащение:

$$\Delta' = x_p - x_F = \varepsilon' x_F(1 - x_F) / (1 + \varepsilon' x_F), \quad (1.10)$$

и обеднение:

$$\Delta'' = x_F - x_w = \varepsilon'' x_F(1 - x_F) / [1 + \varepsilon''(1 - x_F)]. \quad (1.11)$$

При $\varepsilon' \ll 1$ и $\varepsilon'' \ll 1$ формулы для обогащения и обеднения изотопом ^{235}U в разделительном элементе (или разделительной ступени):

$$\left. \begin{aligned} \Delta' &= x_p - x_F = \varepsilon' x_F (1 - x_F); \\ \Delta'' &= x_F - x_w = \varepsilon'' x_F (1 - x_F). \end{aligned} \right\} \quad (1.12)$$

Коэффициент полного обогащения. Полное изменение концентрации ^{235}U , производимое в разделительном элементе (ступени), равно сумме обогащения и обеднения:

$$\Delta = \Delta' + \Delta'' = x_p - x_w = (\varepsilon' + \varepsilon'') x_F (1 - x_F) = \varepsilon x_F (1 - x_F). \quad (1.13)$$

Сумма коэффициентов обогащения и обеднения называется коэффициентом полного обогащения ступени ε , т. е.:

$$\varepsilon' + \varepsilon'' = \varepsilon. \quad (1.14)$$

Для разделительного элемента (или ступени) должны выполняться уравнения материального баланса смеси и каждого изотопа. Для легкого изотопа (^{235}U) уравнение материального баланса имеет вид:

$$\theta F X_p + (1 - \theta) F X_w = F X_F. \quad (1.15)$$

Из этого уравнения следует, что:

$$\theta X_p + (1 - \theta) X_w = X_F. \quad (1.16)$$

Подставляя из (1.12) значения X_p и X_w , получаем соотношения между коэффициентами обогащения и обеднения:

$$\theta \varepsilon' = (1 - \theta) \varepsilon''; \quad \varepsilon' = (1 - \theta) \varepsilon; \quad \varepsilon'' = \theta \varepsilon.$$

Отсюда:

$$\varepsilon' / \varepsilon'' = (1 - \theta) / \theta. \quad (1.17)$$

В разделительных ступенях диффузионных и центрифужных заводов потоки легкой и тяжелой фракций стремятся иметь равными (деление потока исходной смеси пополам – $\theta = 0,5$). Тогда $\varepsilon' \approx \varepsilon'' \approx \varepsilon/2$.

Изменение коэффициента деления потока θ довольно заметно отражается на значениях коэффициентов обогащения и обеднения. Например, при $\theta = 0,49$ $\varepsilon' / \varepsilon'' = 1,04$, при $\theta = 0,51$ $\varepsilon' / \varepsilon'' = 0,98$.

Поддержание стабильного значения коэффициента деления потока газа в разделительных каскадах осуществляется с помощью высокочувствительных автоматических регуляторов малым коэффициентом неравномерности. Такие регуляторы расхода газа устанавливаются на каждой разделительной ступени на потоке тяжелой фракции (США).

Приведенные выше уравнения позволяют сделать вывод, что работа разделительной ступени качественно характеризуется двумя величинами

нами (коэффициентом деления потока θ и коэффициентом полного обогащения ε , который может зависеть от θ). Однако необходимо знать, с какой скоростью (с каким массовым расходом F) проходит через разделительную ступень газовая смесь двух разделяемых изотопов.

Таким образом, процесс разделения в ступени (или в элементе) полностью может быть охарактеризован тремя величинами: расходом F , коэффициентом полного обогащения ε и коэффициентом деления потока θ . Эти величины можно объединить в одной характеристике. В качестве такой характеристики используется разделительная мощность (или разделительная способность) ступени δU .

Понятие разделительной мощности ступени тесно связано с понятием работы разделения или разделительной работы.

1.4. Работа разделения. Потенциал разделения

Известно, что энтропия изотопной смеси газов всегда больше, чем энтропия отдельных элементов, составляющих эту смесь. В разделительной ступени за данный отрезок времени обеспечивается определенное убывание энтропии смеси двух изотопов, введенной в эту ступень. Величина этого убывания энтропии единицы массы смеси зависит как от состава изотопной смеси, так и от достигнутого уровня изменения энтропии, которым соответствует изменение концентрации или массовой доли разделяемых изотопов. Такова общая основа физических процессов изотопного обогащения газовых смесей, оцениваемого затратами так называемой *работы разделения*.

В технологии разделения изотопов урана понятие работы разделения (РР) имеет весьма важное значение. Количественное определение работы разделения как величины, характеризующей меру физических усилий, совершаемых при разделении изотопов урана, было предложено английскими физиками Пайерлсом и Дираком. Они предположили, что существует функция U , которой можно характеризовать «ценность» данной изотопной смеси как в количественном, так и в качественном отношении. Эту «функцию ценности» можно представить в виде произведения количества смеси на функцию $V(X)$, зависящую только от концентрации извлекаемого изотопа и характеризующую качество смеси. Функция $V(X)$ называется потенциалом разделения. Необходимо отметить, что функция ценности не имеет ничего общего с денежным выражением, и ее не следует смешивать с ценой смеси изотопов.

Процесс разделения смеси для любого метода можно представить схематически следующим образом. До начала процесса имелось некоторое количество исходного материала F (кг) с концентрацией легкого

изотопа урана X_F . Изотопная ценность этого продукта определяется значением функции $U_F = F V(X_F)$. После процесса разделения из этого материала получится обогащенный продукт в количестве P (кг) с концентрацией легкого изотопа X_P и обедненный продукт в количестве W (кг) с концентрацией X_W . Изотопная ценность этих продуктов будет соответственно $U_p = P V(X_P)$ и $U_w = W V(X_w)$. В результате разделения функция ценности U_F увеличится на величину ΔU :

$$\Delta U = U_p + U_w - U_F = P V(X_P) + W V(X_w) - F V(X_F), \quad (1.18)$$

т. е. $F V(X_F) + \Delta U = P V(X_P) + W V(X_w)$.

Величина ΔU характеризует меру работы, которую необходимо затратить, чтобы получить из первоначальной газовой бинарной смеси два новых продукта – обогащенный и обедненный одним из изотопов этой смеси. Приращение функции ценности, характеризующее изменение потоков и их изотопного состава при прохождении смеси через разделительное устройство, и называется работой разделения. Как видно из формулы (1.18), работа разделения, необходимая для получения P (кг) обогащенного продукта, зависит от содержания ^{235}U в отборе X_P , в отвале X_w и в исходном материале (питании) x_F и от количества урана в отборе, отвале и питании (P , W и F). Формула (1.18) показывает также, что работа разделения имеет размерность количества вещества и ее можно измерять, например, в единицах массы. По определению работа разделения не зависит от конкретной технологии разделения. Очевидно также, что работа разделения не совпадает с термодинамической работой, фактически совершаемой в процессе разделения. Однако значение работы разделения не дает ответа на вопрос о том, за какое время эта работа может быть выполнена на той или иной разделительной установке. Для ответа на этот вопрос необходимо знать разделительную мощность установки, т. е. работу разделения, которую данная установка способна выполнить в единицу времени.

Для фактического вычисления работы разделения по (1.18) необходимо определить потенциалы разделения $V(X)$. Рассмотрим разделительную мощность ступени (или разделительного элемента). Пусть на вход разделительной ступени (см. рис. 1.2) поступает поток питания F с концентрацией изотопа ^{235}U , равной X_F . Из ступени выходит поток обогащенной фракции $P = \theta F$ с концентрацией X_P и поток обедненной фракции $W = (1 - \theta) F$ с концентрацией X_w . Тогда разделительную мощность ступени δU можно выразить через изменение функции ценности за единицу времени:

$$\delta U = \theta F V(X_P) + (1 - \theta) F V(X_w) - F V(X_F). \quad (1.19)$$

Пусть в ступени происходит малое обогащение смеси, т. е. коэффициенты обогащения и обеднения малы по сравнению с единицей ($\varepsilon \ll 1$, $\varepsilon' \ll 1$ и $\varepsilon'' \ll 1$), так что для обогащения и обеднения справедливы формулы (1.12). Разложим в формуле (1.19) потенциалы разделения $V(X_p)$ и $V(X_w)$ в ряд Тейлора в окрестности X_F , сохранив члены второго порядка малости:

$$\begin{aligned} \delta U = & [\theta F + (1 - \theta)F - F]V(x_F) + [\theta F(x_p - x_F) + (1 - \theta)F(x_w - x_F)] \frac{dV}{dx_F} + \\ & + \left[\theta F \frac{(x_p - x_F)^2}{2} + (1 - \theta)F \frac{(x_w - x_F)^2}{2} \right] \frac{d^2V}{dx_F^2}. \end{aligned} \quad (1.20)$$

При применении соотношения материального баланса для ступени выражения в первых двух квадратных скобках обращаются в нуль, так что

$$\delta U = \frac{F}{2} \left[\theta (x_p - x_F)^2 + (1 - \theta)(x_w - x_F)^2 \right] \frac{d^2V}{dx_F^2}. \quad (1.21)$$

Заменяя X_p на X_F и X_w на X_F по формулам (1.12) – (1.17), получаем:

$$\delta U = \left[\frac{\theta F (\varepsilon')^2}{2} + \frac{(1 - \theta)F (\varepsilon'')^2}{2} \right] x_F^2 (1 - x_F)^2 \frac{d^2V}{dx_F^2}. \quad (1.22)$$

Введем условие: разделительная мощность ступени δU не должна зависеть от концентрации питания (X_F). Тогда произведение сомножителей, содержащих члены, зависящие от концентрации, должно давать постоянную величину, которую проще всего приравнять к единице:

$$x_F^2 (1 - x_F)^2 \frac{d^2V}{dx_F^2} = 1 \quad \text{или} \quad \frac{d^2V}{dx_F^2} = \frac{1}{x_F^2 (1 - x_F)^2}. \quad (1.23)$$

Следовательно, это условие устанавливает значение разделительной мощности ступени. В то же время из этого условия получаем дифференциальное уравнение (1.23), определяющее потенциал разделения.

Если использовать соотношения между коэффициентами обогащения и обеднения, вытекающие из материального баланса, то разделительную мощность ступени можно представить в следующей форме:

$$\begin{aligned} \delta U = & \frac{F}{2} \left[\theta (\varepsilon')^2 + (1 - \theta) (\varepsilon'')^2 \right] = \\ & \frac{\theta}{1 - \theta} \frac{F (\varepsilon')^2}{2} = \frac{1 - \theta}{\theta} \frac{F (\varepsilon'')^2}{2} = \theta (1 - \theta) \frac{F \varepsilon^2}{2}. \end{aligned} \quad (1.24)$$

При соединении в разделительный каскад ступеней с малым коэффициентом обогащения потоки легкой и тяжелой фракций почти одинаковы, так что можно считать $\theta = 0,5$, тогда $\varepsilon' = \varepsilon'' = \varepsilon/2$:

$$\delta U \approx \frac{F(\varepsilon')^2}{2} = \frac{F(\varepsilon'')^2}{2} = \frac{F\varepsilon^2}{8}. \quad (1.25)$$

Из формулы (1.25) видно, что разделительная мощность (или разделительная способность) имеет размерность потока разделяемого газа и может вычисляться по коэффициентам ε' , ε'' и ε . В практике расчетов разделения изотопов урана принято измерять поток количеством урана, проходящим через разделительное устройство за год.

Вернемся теперь к уравнению (1.23), определяющему потенциал разделения $V(X)$. Его общее решение имеет вид:

$$V(X) = (2X - 1) \ln[X / (1 - X)] + AX + B. \quad (1.26)$$

Здесь A и B – произвольные постоянные интегрирования, которые должны быть определены дополнительными условиями. Однако нетрудно видеть, что эти постоянные не имеют существенного значения, так как при вычислении работы разделения по формуле (1.18) они не входят в окончательный результат с учетом уравнений материального баланса. Действительно, если в (1.18) заменим U_P , U_w и U_F их развернутыми выражениями по (1.26), то получим:

$$\begin{aligned} \Delta U = & P(2X_p - 1) \ln [X_p / (1 - X_p)] + \\ & + A P X_p - B P + W(2X_w - 1) \ln [X_w / (1 - X_w)] + \\ & + A W X_w + B W - F(2X_F - 1) \ln [X_F / (1 - X_F)] + A F X_F + B F. \end{aligned}$$

Так как $A(P X_p + W X_w - F X_F) = 0$ и $B(P + W - F) = 0$, то для ΔU имеем выражение (1.18), но без членов с постоянными коэффициентами A и B . Поэтому можно положить $A = B = 0$ и тогда потенциал разделения $V(X)$ принимает вид:

$$V(X) = (2X - 1) \ln \frac{X}{1 - X}. \quad (1.27)$$

Формулы (1.27) для потенциала разделения и (1.24) для разделительной мощности получены при следующих условиях.

1. Существует функция ценности $U = M V(X)$, где M – количество бинарной изотопной смеси; $V(X)$ – потенциал разделения, зависящий только от изотопного состава смеси.
2. Коэффициент полного обогащения разделительной ступени мал по сравнению с единицей ($\varepsilon \ll 1$) (например, в газодиффузионной ступени при разделении изотопов урана значение в первичном эффекте разделения составляет $4,3 \cdot 10^{-3}$).

3. Разделительная мощность (или разделительная способность) ступени не зависит от изотопного состава смеси, поступающей на питание ступени.

Можно показать, что выражение (1.27) для потенциала разделения остается справедливым и в том случае, когда коэффициент полного обогащения ε не мал по сравнению с единицей. Однако разделительную мощность ступени тогда следует определять уже не по (1.24), а по более общей формуле (1.19), в которой учитывается различие в ценности выходящих потоков газа по отношению к входному потоку.

1.5. Единица работы разделения. Единица разделительной мощности

Как показано выше, работа разделения имеет размерность количества вещества. Для практического применения понятия работы разделения необходимо условиться, что же именно принимается за единицу работы разделения (ЕРР). С этой целью рассмотрим уравнение (1.18), выразив его в такой развернутой форме:

$$\Delta U = P(2X_p - 1) \ln \frac{X_p}{1 - X_p} + W(2X_w - 1) \ln \frac{X_w}{1 - X_w} - F(2X_F - 1) \ln \frac{X_F}{1 - X_F}. \quad (1.28)$$

Если величины P , W и F измеряются в килограммах, то и размерность получаемой по уравнению (1.28) работы разделения (РР) выразится в «килограммах РР». Один кг РР принят за единицу работы разделения – ЕРР (1 кг РР = 1 ЕРР). Безусловно, нет никакого сходства «килограмма работы разделения» с килограммом, которым принято измерять массу. ЕРР является специфической единицей измерения, применяемой только в промышленном производстве обогащенного урана.

Для практических расчетов важно определить удельную работу разделения $n_{ЕРР}$, которую необходимо затратить для получения 1 кг обогащенного урана заданного обогащения. Выразим в (1.28) величины W и F через P , пользуясь известными соотношениями:

$$W = F - P = P f_o - P = P \frac{X_p - X_F}{X_F - X_w}, \quad F = P f_o = P \frac{X_p - X_w}{X_F - X_w}.$$

После преобразований, подставляя полученные соотношения в формулу (1.28) и вынося P за скобку, запишем:

$$\Delta U = P \left\{ V(x_p) + \frac{x_p - x_F}{x_F - x_w} V(x_w) - \frac{x_p - x_w}{x_F - x_w} V(x_F) \right\}. \quad (1.29)$$

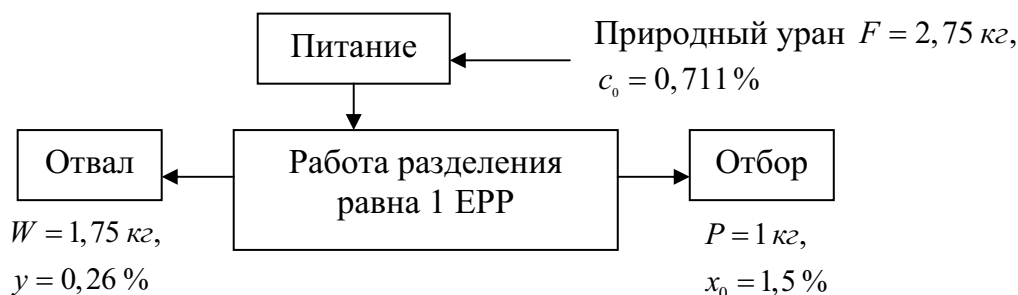
Отсюда можно определить удельную работу разделения, ЕРР/кг обогащенного урана, $n_{ЕРР} = \Delta U / P$.

Как видно из (1.29), величина n_{EPP} зависит только от долевого содержания ^{235}U в отборе, питании и отвале обогащаемого UF_6 .

Когда для обогащения используется в качестве питания природный уран, то в формуле (1.29) удобно применять более простые обозначения: c_0 вместо X_F , X – вместо X_P , y – вместо X_w , и тогда удельная работа разделения n_{EPP} , EPP/кг обогащенного урана запишется так:

$$n_{EPP} = \frac{\Delta U}{P} = V(x) + \frac{x - c_0}{c_0 - y} V(y) - \frac{x - y}{c_0 - y} V(c_0). \quad (1.30)$$

Наглядное представление о величине 1 EPP дает пример:



При содержании ^{235}U в отвале 0,1 % для получения 1 кг обогащенного до 1,5 % урана потребовалось бы 1,8 EPP, но при несколько меньшем количестве исходного сырья (2,3 кг).

Разделительная мощность (разделительная способность) измеряется в единицах работы разделения, совершаемой за год (EPP/год).

Единица работы разделения впервые была введена КАЭ США в связи с необходимостью подвести научную основу под составляемые таблицы и прейскуранты, которые необходимо применять в коммерческих расчетах за услуги по обогащению урана (обогащательный сервис). Этот сервис измеряется и количеством произведенного обогащенного продукта, и количеством единиц работы разделения, необходимой для получения этого продукта.

В единицах работы разделения принято выражать годовую проектную и фактическую производительность разделительных установок и заводов. Таким образом, подразумевается, что действительной продукцией разделительных заводов является производимая ими работа разделения. Это связано с тем, что разделительный завод, спроектированный на получение заданного годового количества обогащенного урана с заданной концентрацией ^{235}U , может вместо этого фактически производить другое количество урана, обогащенного до некоторой другой концентрации ^{235}U , отличающейся от проектной концентрации ^{235}U при условии, что работа разделения остается прежней. Правда, при этом концентрация ^{235}U в выпускаемом продукте может отличаться

от проектной только в некотором интервале, определяемом конструктивными особенностями завода. Например, газодиффузионный завод «Евродиф» во Франции рассчитан на производство урана, обогащенного ^{235}U не более чем до 5 %.

В единицах работы разделения удобно выражать и годовую разделительную способность или разделительную мощность как отдельной газодиффузионной ступени или газовой центрифуги, так и комплектных установок и каскадов.

Все затраты разделительного завода по производству обогащенного урана относят к фактически выполненной работе разделения, выраженной в ЕРР, и подобно тому как продукцию электростанции – электроэнергию измеряют в кВт-часах и на нее относят все постоянные и эксплуатационные затраты, продукцию разделительных заводов измеряют в ЕРР и на нее относят все затраты. Таким образом определяют себестоимость и с учетом прибыли цену услуг по обогащению (дол/ЕРР, руб/ЕРР). Единица работы разделения утвердилась как единая международная единица измерения, принятая в разделительном производстве и при оценке стоимости обогащенного урана.

По формуле (1.29) можно рассчитать количество ЕРР, необходимое для получения 1 кг обогащенного урана при заданных X_p , X_w , $X_f = c_0$. Такая работа была выполнена КАЭ США и были созданы подробные официальные таблицы. В этих таблицах в зависимости от концентрации ^{235}U отвале (0,1–0,7 %) для обогащения ^{235}U до $X_p = 96$ % даны коэффициенты расхода природного урана на получение 1 кг урана заданного обогащения и вычислена необходимая работа разделения. Краткая выдержка из данных КАЭ США приведена в табл. 1.2. Видно, что для получения урана одинакового обогащения требуется затратить тем больше единиц работы разделения, чем ниже содержание ^{235}U в отвале. Это хорошо иллюстрируется рис. 1.3.

Если известна годовая разделительная мощность единичных ступеней или каскада δU , то можно определить годовую производительность разделительной установки или завода в целом как

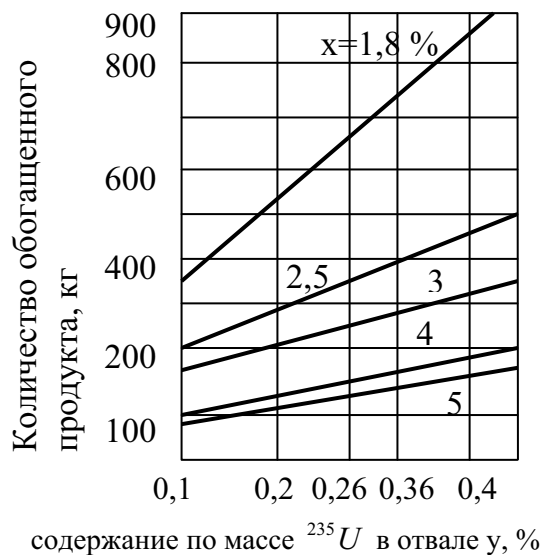


Рис. 1.3. Зависимость выхода обогащенного продукта при затрате 1000 ЕРР от обогащения X и содержания ^{235}U в отвале u

сумму разделительных мощностей всех ступеней $\Sigma\delta U$, реализованную в течение года с коэффициентом полезного действия η , зависящим от совершенства технологической схемы каскада и режима эксплуатации, и со среднегодовым коэффициентом использования установленной мощности $\bar{\varphi}$, ЕРР/год:

$$\Delta U_{\text{ФАКТ}} = \eta \bar{\varphi} \Sigma \delta U. \quad (1.31)$$

В верхней части табл. 1.2, относящейся к обедненному урану, перед значением ЕРР стоит минус. Это означает, что указана величина РР, которую надо затратить в обеднительной (регенеративной) секции каскада для получения обедненного продукта, имея в точке питания каскада природный уран.

Зная годовую производительность завода и разделительную мощность используемых машин (газодиффузионных ступеней или газовых центрифуг), можно определить необходимое количество этих машин с учетом коэффициента их эффективного использования, резервов на ремонт, профилактические осмотры и ревизии. Например, для центробежного завода разделительной мощностью 9 млн ЕРР/год при использовании центрифуг разделительной способностью от 3 до 6 ЕРР/год потребуются номинально, (т. е. без учета коэффициента эффективного использования) от 3 до 1,5 млн таких машин.

1.6. Промышленное производство обогащенного урана

Создание промышленного производства обогащенного урана явилось решением одной из наиболее сложных и капиталоемких научно-технических и производственных проблем в истории. Лишь некоторые страны мира (США, СССР, Франция, Великобритания, ФРГ, Нидерланды, Япония и КНР и др.) располагают промышленными мощностями для обогащения урана. Первоначально проблема создания технологии промышленного производства обогащенного урана решалась исключительно в военных целях.

США приступили к практическому решению задачи промышленного получения высокообогащенного урана для ядерного оружия еще в годы второй мировой войны и успешно решили эту сложнейшую задачу, применив метод газовой диффузии. Разработки некоторых других методов, таких как термическая диффузия, электромагнитная сепарация, центрифугирование, были признаны малоэффективными и экономически неконкурентоспособными с газодиффузионным методом. Показатели действующих газодиффузионных заводов зарубежных стран приведены в табл. 1.3.

Таблица 1.2

Расход природного урана и количество ЕРР, необходимое для получения 1 кг обогащенного урана (различного обогащения) при различном содержании ^{235}U в отвале (по расчетам КАЭ США)

Содержание ^{235}U в обогащенном продукте х, %	Содержание ^{235}U в отвале у, %														
	0,1			0,2			0,26			0,3			0,36		
	кг природного U/кг обогащенного U	ЕРР	кг природного U/кг обогащенного U	ЕРР	ЕРР	кг природного U/кг обогащенного U	ЕРР	ЕРР	ЕРР	кг природного U/кг обогащенного U	ЕРР	ЕРР	ЕРР	ЕРР	ЕРР
0,26	0,262	-0,444	0,117	-0,114	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0,36	0,426	-0,449	0,313	-0,192	0,22:	0,22:	-0,103	0,067	0,067	0,146	0,067	0,067	0,067	0,067	0
0,5	0,655	-0,327	0,587	-0,173	0,532	0,532	-0,120	-0,092	-0,092	0,487	-0,092	-0,092	-0,092	-0,092	-0,058
0,6	0,818	-0,188	0,783	-0,107	0,754	0,754	-0,079	-0,064	-0,064	0,730	-0,064	-0,064	-0,064	-0,064	-0,064
0,711	1,0	0	1,0	0	1,0	1,0	0	0	0	1,0	0	0	0	0	0
0,8	1,146	0,169	1,174	0,104	1,197	1,197	0,081	0,070	0,070	1,217	0,070	0,070	0,070	0,070	0,055
0,9	1,309	0,374	1,370	0,236	1,419	1,419	0,188	0,163	0,163	1,460	0,163	0,163	0,163	0,163	0,116
1,0	1,473	0,592	1,566	0,380	1,641	1,641	0,307	0,269	0,269	1,703	0,269	0,269	0,269	0,269	0,222
1,2	1,800	1,056	1,597	0,698	2,084	2,084	0,574	0,510	0,510	2,190	0,510	0,510	0,510	0,510	0,431
1,5	2,291	1,804	2,554	1,227	2,749	2,749	1,027	0,923	0,923	2,920	0,923	0,923	0,923	0,923	0,795
1,8	2,782	2,594	3,131	1,797	3,415	3,415	1,521	1,377	1,377	3,650	1,377	1,377	1,377	1,377	1,201
2,0	3,110	3,137	3,523	2,184	3,858	3,858	1,868	1,697	1,697	4,136	1,697	1,697	1,697	1,697	1,480
2,8	4,419	5,400	5,088	3,871	5,632	5,632	3,342	3,066	3,066	6,083	3,066	3,066	3,066	3,066	2,728
3,5	5,565	7,455	6,458	5,414	7,184	7,184	4,708	4,339	4,339	7,786	4,339	4,339	4,339	4,339	3,888
4,0	6,383	8,950	7,436	6,554	8,293	8,293	5,711	5,276	5,276	9,002	5,276	5,276	5,276	5,276	4,744
5,0	8,020	11,989	9,393	8,851	10,510	10,510	7,765	7,198	7,198	11,436	7,198	7,198	7,198	7,198	6,504
10,0	16,203	27,661	19,178	20,863	21,596	21,596	16,511	16,511	16,511	23,601	16,511	16,511	16,511	16,511	15,580
20,0	32,570	59,862	38,748	45,547	43,369	43,369	40,863	40,863	40,863	47,932	40,863	40,863	40,863	40,863	35,192
50,0	81,699	158,411	97,456	122,344	110,288	110,288	109,864	109,864	109,864	120,925	109,864	109,864	109,864	109,864	95,372
75,0	122,586	241,777	146,380	187,418	165,721	165,721	168,607	168,607	168,607	181,752	168,607	168,607	168,607	168,607	146,765
90,0	147,136	292,676	175,734	227,340	198,980	198,980	204,732	204,732	204,732	216,248	204,732	204,732	204,732	204,732	178,480
95,0	155,319	310,132	185,519	241,138	210,066	210,066	217,263	217,263	217,263	230,414	217,263	217,263	217,263	217,263	189,541

Таблица 1.3

*Показатели действующих и реконструируемых
газодиффузионных заводов зарубежных стран (1982 г.)*

Страна и местрасполо- жение завода	Разделительная мощность, 10 ⁶ ЕРР/год	Потребляемая электрическая мощность, МВт	Год пуска в эксплуата- цию	Число студе- ней
Действующие заводы				
США				
Оак-Ридж	4,73	1700	1945–1954	4384
Падьюка	7,31	1954	2550	1812
Портсмут	5,19	1956	1750	4080
Великобритания				
Кейпенхерст	0,4–0,6	200	1953	>3000
Франция				
Пьерлат	0,4	200	1967	>3000
Трикастен («Евродиф»)	10,8	3300	1979–1982	1400
КНР				
Ланчжоу	0,08		1963	
Провинция Сычуань	0,3		1975	>3000
Реконструируемые				
США				
Оак-Ридж	10,1	2400 (дополнительно)	1978–1988 (ввод очередями)	4100
Падьюка				

Первый в мире газодиффузионный завод был построен в Оак-Ридже (шт. Теннесси, США) и пущен в августе 1945 г. Позднее (до 1954 г.) в Оак-Ридже было построено еще несколько государственных диффузионных заводов. В период 1953–1956 гг. были сооружены еще два крупных диффузионных завода: в Падьюке (шт. Кентукки) и в Портсмуте (шт. Огайо). Общая разделительная мощность всех трех заводов при их полной загрузке (коэффициент годового использования установленной мощности 99 %) составляла 17,23 млн ЕРР/год при потребляемой мощности 6000 МВт. Этой разделительной работы достаточно, чтобы, переработав в год 14 000–17 000 т природного урана, получить 2500 т урана 3 %-го обогащения или 70 т урана 90 %-го обогащения при содержании ²³⁵U в отвале 0,2 %.

Гексафторид урана для диффузионных заводов США поставляла фирма «Эллайд кемикл» и частично установки по фторированию урана, созданные при каждом диффузионном заводе.

С 1964 по 1970 г. загрузка заводов США была снижена более чем в 2 раза в связи с насыщением военной программы высокообогащенным ураном и пока еще относительно небольшими потребностями в обогащенном уране развивающейся ядерной энергетики. С 1978 г. проводилась модернизация и реконструкция диффузионных заводов в целях доведения их суммарной разделительной мощности до 27,3 млн ЕРР/год. Эта работа, позволяющая увеличить на 10,1 млн ЕРР/год (т. е. на 60 %) разделительную мощность трех действующих заводов, равнозначна созданию нового крупнейшего завода. Она проводилась по двум программам. Первая программа предусматривала усовершенствование существующих пористых перегородок и другого оборудования в целях повышения коэффициента обогащения в ступени, что не требует увеличения потребления электроэнергии. Разделительная мощность всех диффузионных заводов увеличится на 6 млн ЕРР/год. Второй программой были предусмотрены установка нового, более мощного и высокопроизводительного оборудования и модернизация 4100 ступеней, что связано с увеличением потребляемой электрической мощности до 7400 МВт и значительными затратами. Эти программы были успешно завершены.

США хотели сохранить за собой монопольное положение в мире по производству обогащенного урана, дающее большие прибыли. Предсказывая в будущем нехватку разделительных мощностей и опасаясь задержки реконструкции действующих заводов, США приняли решение: с 1975 года, параллельно с реконструкцией заводов, обогащать на них находящиеся на складах большие запасы природного урана до ~3 %. С этой целью с 1976 г. принято повышенное содержание ^{235}U в отвалах до 0,275 % вместо 0,2 %, что повысило на 14 % коэффициент расхода природного урана. Это позволило на 16 % снизить удельную разделительную работу.

Таблица 1.4

Рост разделительных мощностей на период 1980–1995 гг., 10^6 ЕРР

Производители обогащенного урана	1980 г.	1984 г.	1988 г.	1995 г.
США: диффузионный метод	19,9	27,3	27,3	27,3
Западная Европа: «Евродиф» – диффузионный метод	6,1	10,8	10,4	10,8
«Юренко» – центрифужный метод	0,5	1,9	2,5	3,5–5,5
Япония – центрифужный метод	–	0,05	0,2	1,0–1,5
ЮАР и Бразилия – метод разделительного сопла	–	–	0,2	0,2–0,5

В 80-х годах диффузионные заводы США эксплуатировали при отвалах 0,2 % ^{235}U , что по сравнению с отвалом 0,3 % ^{235}U снижает на ~20 % расход природного урана на каждую тонну обогащенного (до 3 %) U.

Загрузка свободных мощностей диффузионных заводов работой по превращению запасов природного урана в запасы обогащенного (с отвалом $\sim 0,3\%$ ^{235}U) позволило США создать резервы с огромным объемом разделительной работы (42 млн ЕРР), исходя из расчета 15 млн ЕРР для обеспечения непредвиденных потребностей ERDA (Energy Research and Development Administration – Администрация по исследованиям и развитию энергетики, включая ядерную. Многие функции ликвидированной в конце 1974 г. Комиссии по атомной энергии (КАЭ США) перешли в ERDA. В 1977 г. в связи с организацией в США Министерства энергетики (Department of Energy – DOE) функции ERDA перешли к DOE), 9 млн ЕРР на случай задержек поставок продукции по заключенным контрактам и 18 млн ЕРР на случай задержек поставок от планируемых к сооружению центрифужных заводов.

На создание столь больших долговременных складских резервов обогащенного урана, по оценкам американских специалистов, были использованы огромные кредиты для финансирования этой программы (~ 6 млрд дол). Накопление обогащенного урана при росте цен признается наиболее надежным способом вклада капитала. Это – твердая валюта.

1.7. Пути удовлетворения потребности в обогащенном уране

Годовая потребность в работе разделения и в природном уране для американских и западноевропейских реакторов PWR и BWR электрической мощностью 1000 МВт следующая.

Первая загрузка	PWR	BWR
Среднее обогащение, % ^{235}U	2,34	1,9
Расход природного урана, т/МВт (эл.)	0,329	0,371
Работа разделения при $y = 0,2\%$, тыс. ЕРР/МВт (эл.)	0,228	0,222
Ежегодные перегрузки (в среднем за 5 лет)		
Обогащение, % ^{235}U	3,26	3,03
Расход природного урана ($\bar{\varphi} = 0,7$) без возврата регенерата, т/МВт (эл.)	0,137	0,141
Работа разделения при $y = 0,2\%$, тыс. ЕРР/МВт (эл.)	0,112	0,112

При отвале $y = 0,3\%$ потребность в работе разделения уменьшается примерно на 20 % (при $X = 3\%$) и почти на такую же величину уменьшаются расход природного урана.

Можно считать, что для обеспечения годовой эксплуатации ($\varphi = 0,7$) легководных реакторов единичной электрической мощностью 1000 МВт потребуется в среднем 112–120 тыс. ЕРР. Разовые за-

траты на первую загрузку новых АЭС при вводе их в эксплуатацию составляют 220–230 тыс. ЕРР.

Для советских реакторов ВВЭР и РБМК расчетные количества ЕРР для обеспечения топливом ежегодной их перегрузки при стационарной активной зоне можно вычислить, пользуясь данными табл. 1.2 и характеристиками реактора. Например, для реактора РБМК-1000 при $X = 2,0 \%$, $y = 0,3 \%$ и перегрузке 52 т/год необходимая работа разделения составит 88,5 тыс. ЕРР, а при $y = 0,2 \%$ – 114 тыс. ЕРР, для реактора ВВЭР-1000 при $X = 4,4 \%$, $y = 0,3$ и $0,2 \%$ – 132,9 и 164,1 тыс. ЕРР соответственно. Расход урана для перегрузок в СССР был принят при $\bar{\phi} = 0,8$. Прямо пропорционально значению $\bar{\phi}$ увеличивается или уменьшается расход обогащенного урана и работа разделения для ежегодных перегрузок топлива на АЭС.

Глава 2 ТЕХНОЛОГИЯ ОБОГАЩЕНИЯ УРАНА

2.1. Гексафторид урана

Во всех процессах разделения изотопов урана используется только одно его химическое соединение – шестифтористый уран – UF_6 .

В 1900 г. Муассоном, открывшим в 1886 г. химический элемент – фтор, было замечено, что металлический уран энергично реагирует (горит) с фтором, образуя с ним летучее соединение – гексафторид урана (UF_6). Реакция идет с выделением тепла 2200 кал/кг (9210 кДж/кг). При взаимодействии с водой фтор образует плавиковую кислоту (HF).

Фтор широко распространен в земной коре, однако в природе в чистом виде не встречается, так как обладает высокой химической активностью и является сильнейшим окислителем. Фтор образует химические соединения практически со всеми элементами, за исключением благородных газов. Наиболее устойчивые пленки на металлических поверхностях образует фтор с никелем, медью, магнием, что и используется для коррозионной защиты этих металлов, контактирующих с фтором, а также с плавиковой кислотой и неустойчивыми фтористыми соединениями, к которым в известной мере относится и UF_6 .

Фтор широко используется в производстве различных легко испаряющихся жидкостей – фреонов для холодильных установок, а также при изготовлении кислотостойких пластмасс – тефлонов. Фторидные процессы применяются не только в атомной промышленности, но и в технологии цветной металлургии и других отраслях. Основным сырьем для промышленного получения фтора служит флюорит (плавиковый шпат) (CaF_2). Оптовая цена CaF_2 – ~500 руб/т (1982 г.). Цена технического F_2 – 1,7–2 руб/кг).

Фторирование урана и его соединения можно вести по различным технологическим схемам. При фторировании окислов урана обычно применяют двухстадийный процесс, в результате которого при некотором избытке фтора сначала получают уранилфторид (UO_2F_2). Вторая стадия – получение UF_6 проходит при температуре ~270 °С:

- 1) $UO_2 + F_2 = UO_2F_2$ (450–500 °С) или $U_3O_8 + 3F_2 = 3UO_2F_2 + O_2$ (350 – 370 °С);
- 2) $3UO_2F_2 + 6F_2 = 3UF_6 + 3O_2$ (270 °С).

При одностадийном пламенном процессе (метод прямого фторирования) реакции также идут в избытке фтора, но при более высокой температуре (до 1000 °С). Здесь главная проблема – отвод тепла, выделяемого в процессе реакции. Большое распространение имеет метод получения UF₆ из тетрафторида урана: UF₄+F₂ = UF₆ (300–400 °С). Газообразный элементарный фтор, обычно получают непосредственно на предприятиях, где осуществляется производство гексафторида урана.

При производстве UF₆ по данным американской фирмы «Элайд кемикал» на 1 т урана расходуется 1,5 т CaF₂ или около 700 кг плавиковой кислоты, а в переводе на свободный фтор – 0,5–0,6 т фтора. По данным фирмы стоимость получения UF₆ в 1970 г. составляла 2,5–2,7 дол/кг, к 1979 г. она выросла почти в 2 раза.

Большим преимуществом UF₆ как химического продукта, применяемого для разделения изотопов урана, является то, что природный фтор содержит лишь один стабильный изотоп ¹⁹F.

Гексафторид урана обладает очень важными для технологии физическими свойствами. Он может находиться в твердом, жидком и газообразном состояниях (рис. 2.1). Его тройная точка на диаграмме состояния соответствует температуре 64 °С и давлению паров 1138,9 мм рт. ст. (0,15 МПа). В твердой фазе UF₆ представляет собой кристаллы цвета слоновой кости плотностью 5,09 г/см³. Плотность жидкого гексафторида 3,63 г/см³. Из твердого состояния UF₆ может возгоняться (сублимировать), превращаясь в газ, минуя жидкую фазу, в широком диапазоне давлений (см. табл. 2.1). Теплота сублимации (или испарения) невысока, при 50 °С она составляет около 12 ккал/моль (50 кДж/моль).

Таблица 2.1

Зависимость давления паров UF₆ от температуры

T, °C	p, мм рт. ст.*	T, °C	p, мм рт.ст.*	T, °C	p, мм рт.ст.*
-160	6,21 10 ⁻¹³	20	80	80	1800
-140	1,60 10 ⁻⁹	30	151	90	2400
-100	5,17 10 ⁻⁵	40	295,4	100	3150
-60	3,62 10 ⁻²	50	500	110	4000
-40	0,4–0,5	56,4	760	120	5000
-20	3,1	60	800	130	6300
-10	7,9	64**	1138	140	7900
0	16,9	70	1400	150	9300

* 1 мм рт. ст.=133,3 Па. ** Тройная точка.

Процесс конденсация UF₆ из газообразного состояния в кристаллическое требует небольшого отвода тепла при соответствующем

поддержании температуры и давления. Теплоемкость твердой фазы равна 40 кал/(моль·град) [167,5 Дж/(моль·град)] (при 17 °С), жидкой – 46,6 кал/(моль·град) (100 °С) и газообразной ~33 кал/(моль·град) (100 °С).

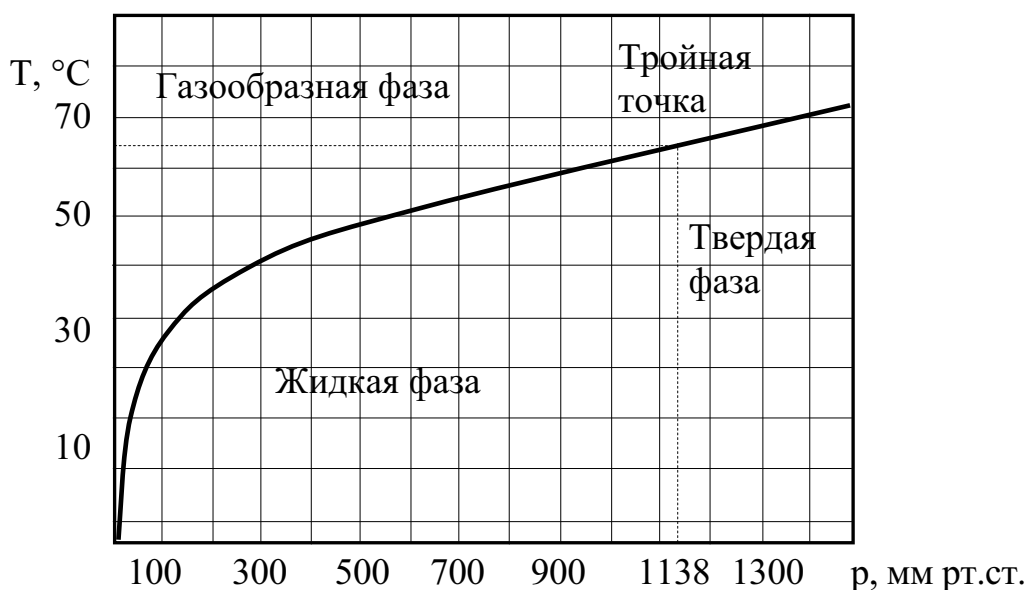


Рис. 2.1. Диаграмма состояния UF_6

Таким образом, можно сконденсировать весь газообразный продукт, превратив его в твердую фазу. Нагреванием в вакууме можно снова перевести твердую фазу в газообразную. При нагревании баллонов с твердой фазой до температуры 80–90 °С можно UF_6 перевести в жидкую фазу [при 80 °С давление паров 1790–1830 мм рт.ст. (0,24 МПа)].

Физические свойства гексафторида урана позволяют создать простую, удобную и компактную технологию обращения с ним. Это имеет большое значение для экономики современной атомной промышленности. Практически весь добываемый в мире природный уран должен проходить процессы фторирования и перевода в гексафторид. Также весь регенерируемый, отработавший в реакторах уран после радиохимической переработки будет возвращаться в топливный цикл, пройдя снова фторирование и последующее дообогащение. Весь же обогащенный гексафторид должен обязательно проходить стадию дефторирования и перевода урана в металл, диоксид или иные соединения, используемые для изготовления ядерного топлива. Отвальный (обедненный по ^{235}U) уран от обогатительных заводов удаляется в хранилища в виде твердых кристаллов UF_6 , сконденсированных в герметичных сосудах (специальных баллонах или контейнерах) или в жидкой фазе. При необходимости из отвального гексафторида урана на металлургическом заводе всегда могут быть получены оксидные соединения или металлический уран, а фтор возвращен в производство.

КАЭ США были стандартизованы цилиндрические контейнеры (рис. 2.2) для транспортирования и хранения слабообогащенного и обедненного урана в виде гексафторида, выполненные из стали, вместимостью 14, 10 и 2,5 тонн и имеющие фактическую вместимость гексафторида соответственно 12,7, 9,5 и 2,2 тонн. Транспортирование на обогатительный завод UF_6 разрешается в США только в жидкой фазе.

Не допускается превышение загрузки контейнеров сверх указанного значения. В США в сентябре 1985 г. на заводе фирмы «Секвойя фьюэлз» (штат Оклахома) был разрушен 14-тонный контейнер, заполненный жидким гексафторидом сверх нормы (13,1 т). Авария повлекла человеческие жертвы. Для разгрузки от излишнего продукта этот контейнер был помещен в паровую камеру, через 2 ч он взорвался с выходом фтора, образовавшегося при разложении некоторой части UF_6 . Этот случай подчеркивает необходимость строжайшей производственно-технологической дисциплины при обращении с ядерным топливом.

Для UF_6 со средним и высоким обогащением по ^{235}U введены емкости, выполненные из монель-металла на 200, 110, 25, 2 и 0,45 кг. Каждый контейнер имеет запорный клапан специальной конструкции.

Если обедненный уран не будет перерабатываться для дальнейшего извлечения из него ^{235}U , то он должен переводиться в металлическую или иную форму, пригодную для использования в реакторах на быстрых нейтронах как воспроизводящий материал для получения плутония.

Малое давление паров UF_6 при температуре до 50–60 °С дает возможность организовать его безопасное и сколь угодно длительное хранение в простых складских помещениях. Большие количества не облученного в реакторах природного, отвалного и обогащенного урана в виде гексафторида можно хранить и перевозить в относительно недорогих, компактных и легко транспортируемых емкостях. Транспортирование необлученного гексафторида урана возможно практически всеми видами транспорта с соблюдением соответствующих инструкций и правил безопасной перевозки.

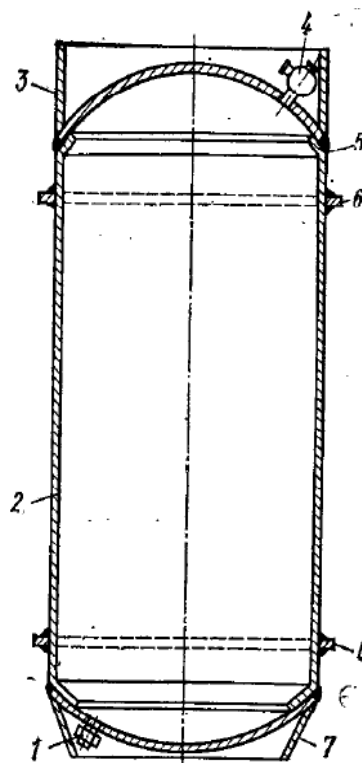


Рис. 2.2. Контейнер для транспортирования и хранения UF_6 : 1 – пробка; 2 – корпус; 3 – верхняя юбка; 4 – клапан; 5 – сварной шов; 6 – ребра жесткости; 7 – нижняя юбка

Необходимо отметить и те свойства UF_6 , которые создают серьезные трудности при его промышленном использовании и требуют специальных технических решений в подборе материалов и в конструкциях оборудования. UF_6 весьма реактивен. На воздухе он дымит, с водой и парами воды мгновенно взаимодействует, гидролизуется, образуя нелетучее соединение уранилфторид UO_2F_2 и очень агрессивную плавиковую кислоту. Со всеми органическими соединениями UF_6 взаимодействует, образуя нелетучий тетрафторид UF_4 и ряд промежуточных соединений. Поэтому оборудование для работы с UF_6 должно быть надежно, герметично, тщательно обезжирено, обезвожено и осушено, пропассивировано и в целом «хирургически» чисто. В нем недопустимо присутствие не только влаги, но и каких-либо органических веществ (масла, ткани, древесины).

Потери (коррозия) UF_6 при взаимодействии с поверхностями некоторых металлов велики, особенно с цинком, кремнием, свинцом, оловом, железом. Эти потери в заметных количествах недопустимы потому, что они вызывают образование металлофторидных пленок на рабочих поверхностях, на подвижных деталях, что снижает надежность оборудования. Необходимо также учесть, что прореагировавший с влагой, органическими веществами и металлами газообразный гексафторид, отдав часть своего фтора превращается в нелетучее соединение (порошок) – тетрафторид. Осаждаясь на внутренних поверхностях разделительных машин тетрафторид урана выводится из технологического процесса. Возникают коррозионные потери рабочего газа, нарушается его баланс и снижается разделительная способность отдельных машин и завода в целом. Наиболее устойчивыми материалами при взаимодействии с UF_6 являются никель, алюминий, магний, медь и их сплавы, из синтетических материалов – тефлон, фторидная смазка. Большое влияние на стабильность UF_6 и его химическую активность оказывает температура газа и омываемых им поверхностей.

Очень высокие технические требования предъявляются к чистоте гексафторида урана, поступающего на обогащение. Уран регенерированный, т. е. извлеченный из отработавшего в реакторах уранового топлива и достаточно очищенный от радиоактивных продуктов деления, должен строго удовлетворять определенным техническим условиям. Очень жесткие ограничения относятся к содержанию ^{232}U , являющегося источником радиоактивных нуклидов с жестким γ -излучением (допускается не более $3 \cdot 10^{-7} \% ^{232}U$ в UF_6).

Изотоп ^{232}U в природном уране отсутствует, так как период его полураспада мал (~ 72 года). Образуется ^{232}U только при облучении нейтронами ^{232}Th , ^{235}U , ^{238}U и ^{236}U , а также продуктов α -распада изотопов

урана: ^{230}Th и ^{231}Pa . Образование ^{232}U приводит через цепочку радиоактивных распадов к получению радиоактивных ^{212}Bi и ^{208}Tl , имеющих жесткое γ -излучение (1,6 и 2,6 МэВ). Поэтому при обогащении регенерированного урана, полученного из отработавшего в реакторах ядерного топлива, содержание ^{232}U в UF_6 ограничено и допускается (по нормам США) не более $30 \times 10^{-9} \%$. Такой UF_6 должен быть разбавлен гексафторидом, полученным из природного продукта, в целях снижения γ -активности до допустимого значения, при этом содержание ^{232}U должно быть не более 1–3 мг/т U. Удельная активность ^{232}U 21,4 Ки/г.

В уран-ториевом цикле накопление ^{232}U создает серьезные трудности обращения с ^{233}U при фабрикации топлива, если содержание ^{232}U в нем превышает $5 \cdot 10^{-4} \%$.

В США установлены следующие технические требования к чистоте гексафторида урана, направляемого на обогащение:

- Максимальное давление пара в наполненном контейнере при $93 \text{ }^\circ\text{C}$, ат – 5,3.
- Минимальное массовое содержание UF_6 , % – 99,5.
- Максимальное массовое содержание углеводородов, в том числе с галогенными соединениями, % – 0,01.
- Содержание элементов, образующих нелетучие фториды (например, алюминия, бария, висмута, кадмия, меди, железа), % – 0,03.
- Максимальное массовое содержание некоторых элементов в UF_6 (сурьмы, хлора, ниобия, рутения, кремния, тантала, титана, фосфора), % – $<0,026$.
- Максимальная общая γ - и β -активность, обусловленная продуктами деления, % активности природного урана – 10 и 20.
- Максимальная α -активность, обусловленная всеми трансурановыми элементами, на 1 г урана, расп./мин – 1500.

Установлены жесткие правила отбора проб и анализов для контроля на соответствие качества UF_6 указанным техническим требованиям.

2.2. Газодиффузионный метод разделения изотопов урана

Газовой диффузией в физике называется процесс переноса массы и процесс перемешивания соприкасающихся газов, происходящий в результате их теплового движения и сопровождающийся выравниванием парциального давления и плотности во всем объеме.

В 1896 г. английский физик Рэлей показал, что «...смесь двух газов различных атомных весов может быть частично разделена, если заставить смесь продиффундировать через пористую перегородку в вакуум». В методе газовой диффузии, примененном для разделения изотопов, ис-

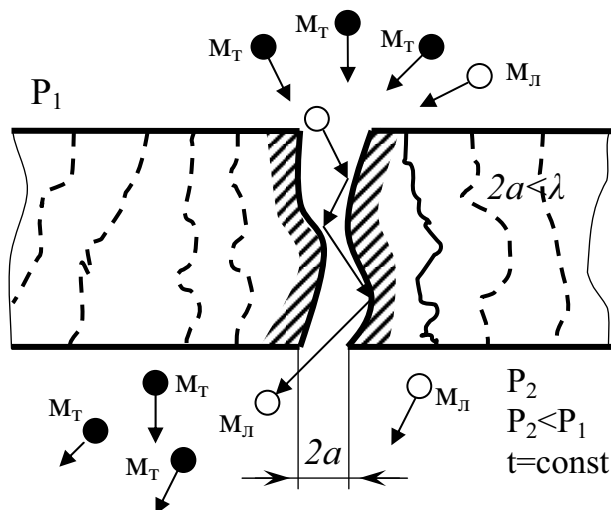


Рис. 2.3. Схема диффузии молекул через пористую перегородку

пользуется различие в скоростях теплового движения тяжелых и легких молекул и закономерности молекулярного течения газа через тонкие пористые перегородки, в которых размер пор или капиллярных каналов меньше, чем средняя длина свободного пробега молекул. Попадая в эти поры, молекулы $^{235}\text{UF}_6$ и $^{238}\text{UF}_6$ между собой почти не сталкиваются, а проходят через перегородку, взаимодействуя только со стенками капиллярного канала,

при этом какая-то часть молекул не пройдет, а, отразившись от стенки, вернется в исходный объем.

При одинаковой температуре средняя скорость теплового движения молекул гексафторида ^{235}U несколько выше, чем гексафторида ^{238}U , что позволяет получить большую концентрацию молекул этого изотопа по другую сторону пористой перегородки (рис. 2.3).

Основываясь на принципе газовой диффузии через мелкопористую мембрану, немецкий физик Г. Герц в 1932 г. в лабораторных условиях впервые разделил смесь двух легких газов.

Для лучшего уяснения физических принципов этого процесса напомним некоторые сведения из молекулярной физики.

Зависимость тепловой скорости молекулы от ее массы. Одна грамм-молекула содержит $6,02 \times 10^{23}$ молекул (число Авогадро). При нормальных условиях [760 мм рт.ст. ($\sim 0,1$ МПа), 20°C] в 1 см^3 идеального газа содержится $2,7 \times 10^{19}$ молекул (число Лошмидта).

Средняя кинетическая энергия молекул зависит от температуры:

$$m\nu^2 / 2 = 3kT / 2, \quad (2.1)$$

где m – масса одной молекулы; ν – средняя скорость; k – постоянная Больцмана; T – абсолютная температура газа, К.

Рассмотрим смесь двух газов. В этой смеси, имеющей одинаковую температуру ($T = \text{const}$), средняя кинетическая энергия легких и тяжелых молекул будет одинакова, т. е.:

$$m_L \nu_L^2 = m_T \nu_T^2, \quad (2.2)$$

где m_L – масса легкой молекулы газа; m_T – масса тяжелой молекулы.

Но так как $m_d < m_T$, то $v_d > v_T$, т. е. средняя скорость молекулы легкого газа при данной температуре будет больше средней скорости молекулы тяжелого газа. По формуле (2.1) средняя скорость c теплового движения молекулы газа, имеющего массу m , может быть выражена так: $v = (3kT/m)^{0,5}$. При постоянной температуре средняя скорость молекул газа обратно пропорциональна корню квадратному из его молекулярной массы. Например, для азота при 760 мм рт.ст. (~0,1 МПа) и температуре 20 °С (293 К) $v = 470$ м/с, для водорода в тех же условиях $v \approx 1800$ м/с.

Длина свободного пробега молекулы. Почему же при столь больших скоростях движения процессы свободного диффузионного перемешивания газов (перенос массы) в действительности проходят очень медленно? Это объясняется тем, что свободному тепловому движению молекул и атомов препятствуют столкновения между ними, что приводит к многократным изменениям направления движения молекул в газе. Чем плотнее газ, т. е. чем больше его давление, чем больше содержится в единице объема молекул газа и больше упругих столкновений в единицу времени будет испытывать каждая молекула. И наоборот, чем разреженнее газ, тем меньше происходит соударений между его молекулами в единицу времени. При данных установившихся условиях (плотности газа или его давления и температуре) процесс движения и столкновений молекул газа характеризуется средней длиной свободного пробега молекулы $\bar{\lambda}$, т. е. расстоянием, которое проходит молекула между двумя последовательными соударениями.

Установлено, что газообразный гексафторид урана ведет себя как идеальный газ.

Средняя длина свободного пробега молекул выражается формулой:

$$\lambda = 0,057 / (r^2 n) \approx a / p; \lambda p = \text{const.} \quad (2.3)$$

Здесь r – радиус молекулы (для воздуха $1,9 \cdot 10^{-8}$ см); n – число молекул в единице объема, см^{-3} ; p – давление газа, мм рт.ст.; a – коэффициент пропорциональности.

Число столкновений n_z молекулы за 1 с:

$$n_z = \bar{v} / \bar{\lambda}. \quad (2.4)$$

Для гексафторида урана длина свободного пробега молекулы при давлении 760 мм рт.ст. (~0,1 МПа) равна ~1,1 мкм, а при 1 мм рт.ст. (133,3 Па) ~700 мкм. Выполнить пористые перегородки с размером пор меньше 1 мкм чрезвычайно сложно. Использовать увеличенный размер пор можно только при условии работы в разреженном газе, т. е. в вакууме. Следовательно, необходим вакуум для осуществления процессов газовой диффузии через очень мелкие отверстия – поры или капилляры,

размер которых должен быть столь мал, чтобы молекула, проходя по ним, не сталкивалась с другой молекулой, а имела многократные соударения только со стенкой.

Молекулярное течение газов. Течение газа, при котором или молекулы совсем не сталкиваются, или частота их ударов о твердую стенку гораздо больше, чем частота соударений молекул между собой, называется молекулярным течением или течением Кнудсена.

Молекулярный поток Q , проходящий через тончайший круглый канал (длиной l и диаметром $2a$, при этом $\lambda \gg 2a$) из зоны высокого давления p_1 в зону низкого давления p_2 , определяется формулой Кнудсена:

$$Q = \frac{4a^3}{3l} \sqrt{\frac{2\pi}{mRT}} (p_1 - p_2), \quad (2.5)$$

где m – масса молекулы газа; R – газовая постоянная; T – температура; p_1 и p_2 – давление до и после пористой перегородки ($p_1 > p_2$).

Разделив Q на πa^2 , получим расход газа на единицу площади проходного сечения капилляра. Следует заметить, что длина капиллярного канала l в несколько тысяч раз больше его диаметра.

Из формулы (2.5) видно, что расход газа при свободной молекулярной (кнудсеновской) диффузии через капиллярные каналы пористой перегородки пропорционален разности давлений газа до и после пористой перегородки и обратно пропорционален длине капиллярных каналов и корню квадратному из молекулярной массы. Таким образом, парциальный расход более легких молекул, продиффундировавших через пористую перегородку, будет несколько большим, чем тяжелых. Для обеспечения движения газа через капиллярные отверстия требуется создать напор газа ($\Delta p \geq p_1 - p_2$) с помощью соответствующих компрессоров. На привод компрессоров затрачивается значительная мощность, что характеризует газодиффузионный метод разделения изотопов урана как весьма энергоемкий процесс.

Факторы разделения. Коэффициент обогащения. Идеальный (теоретический) коэффициент разделения α_0 смеси двух газов, диффундирующих сквозь пористую перегородку, определяется из:

$$\alpha_0 = \sqrt{m_T / m_L} = \sqrt{(m_L + \Delta m) / m_L} \approx 1 + \Delta m / 2m_L, \quad (2.6)$$

где $\Delta m = m_T - m_L$.

Коэффициентом разделения α при диффузии газа через пористую перегородку называется относительное увеличение концентрации газа, продиффундировавшего через перегородку, по сравнению с его исходной концентрацией. Подставляя в уравнение (2.6) значения молекуляр-

ной массы гексафторидов ^{238}U и ^{235}U ($m_T = 352$ и $m_L = 349$), получаем максимальное (теоретическое) значение α_0 , основанное на различии средних скоростей теплового движения без учета влияния каких-либо иных факторов: $\alpha_0 = 1,00429$.

Максимальный (теоретический) коэффициент обогащения ε_0 легким газом смеси двух газов, прошедших через пористую перегородку, т. е. разность их относительных концентраций после и до диффундирования, равен $\varepsilon_0 = \alpha_0 - 1 \approx 0,0043$.

Это теоретический предел. Он означает, что в идеальном случае при однократном пропускании через пористую перегородку некоторой части двухкомпонентной смеси гексафторида можно иметь на выходе из разделительного элемента концентрацию легкого изотопа урана, равную 1,0043 его исходной концентрации, или обогащение на 0,43 % (например, если на входе 0,711 %, то на выходе $\sim 0,714$ %). Этот эффект разделения очень мал, и для получения в газовой двухкомпонентной смеси необходимого, существенно большего обогащения легким компонентом процесс повторяют многократно, создавая каскады из последовательно соединенных разделительных элементов (диффузионных машин), которые принято называть ступенями.

Реальные коэффициенты разделения и обогащения имеют существенно меньшие значения, чем α_0 и ε_0 , из-за влияния ряда факторов. Французские исследователи Билу и Куно указали три таких основных фактора, обозначив их s_1, s_2, s_3 . Значения каждого из них меньше единицы. Тогда получаемый при расчете коэффициент обогащения $\varepsilon_{\text{расч}}$ имеет вид (в данной формуле $\varepsilon_{\text{расч}}$ является коэффициентом обогащения ступени $\varepsilon_{\text{расч}} = \varepsilon_{\text{ступ}} = \varepsilon / 2$, где ε – полный коэффициент изменения концентрации легкого изотопа в ступени):

$$\varepsilon_{\text{РАСЧ}} = \varepsilon_0 S_1 S_2 S_3 = 0,0043 S_1 S_2 S_3. \quad (2.7)$$

Рассмотрим коэффициенты, снижающие эффект разделения. Коэффициент s_1 учитывает тот факт, что, соединяя последовательно разделительные ступени в каскады, необходимо пропускать через пористые перегородки только половину потока (делить поток приблизительно пополам): одна часть потока, обозначим ее θ – обогащенная (легкая фракция), вторая $(1 - \theta)$ – обедненная легким изотопом (тяжелая фракция). В противном случае сложно обеспечить равномерную работу всех ступеней и гидравлическую устойчивость процесса в каскаде. С учетом того, что в ступенях каскада $\theta \approx (1 - \theta) \approx 0,5$, получено значение s_1 :

$$s_1 = [(1 - \theta) / \theta] \ln(1 - \theta) \approx \ln 2 \approx 0,693. \quad (2.8)$$

После подстановки в (2.7) $\varepsilon_{\text{расч}} = 0,0043 \cdot 0,693 s_2 s_3 = 0,00298 s_2 s_3$, т. е. только с учетом поправки на s_1 расчетный коэффициент обогащения снижается до 0,003.

Коэффициент s_2 зависит от давления газа перед перегородкой и отношения давлений до и после пористой перегородки и связан с ее основной технической характеристикой – средним радиусом пор, имеющим сечение меньше, чем значение $\bar{\lambda}$. Величина s_2 также связана с наличием некондиционных пор с сечением, большим, чем средняя длина свободного пробега $\bar{\lambda}$ молекул гексафторида, и вообще таких пор, через которые возможен «проскок» газа (т. е. ламинарное течение Пуазейля), а не молекулярное течение. Коэффициент s_2 выражается эмпирической формулой Билу–Куно:

$$s_2 = \left(1 - \bar{a} p_1 / A\right) \left(1 - p_2 / p_1\right). \quad (2.9)$$

Здесь \bar{a} – средний радиус пор; p_1 и p_2 – давление до и после перегородки; A – экспериментально определяемый коэффициент, характеризующий качество перегородок, их проницаемость и добротность (относительно малое количество пор большего (или равного) сечения, чем средняя длина свободного пробега молекул $\bar{\lambda}$).

Таким образом, чем выше давление газа перед перегородкой, чем «грубее» ее пористость и ниже значение A (первый двучлен), чем больше отношение давлений газа на перегородке, что, в свою очередь, связано с гидравлическим сопротивлением и обеспечением необходимого потока, прокачиваемого через ступень газа (второй двучлен), тем меньше коэффициент s_2 . Формула (2.9) в то же время показывает, что при $p_1 = p_2$ $s_2 = 0$, т. е. эффект разделения равен нулю. При снижении разности давлений $p_1 - p_2$ будет ощутимее проявляться эффект обратной диффузии газа через перегородку, так как условия для диффузии по обе стороны ее выравниваются.

Коэффициент s_3 учитывает влияние на коэффициент обогащения ступени пограничного слоя. Двигаясь вдоль пористой перегородки (трубчатой или плоской) при недостаточном перемешивании, часть газа, находящегося в непосредственном контакте с пористой стенкой, обедняется молекулами ^{235}U . Его фактическая средняя концентрация перед перегородкой в момент перехода через нее будет несколько снижена, что ухудшит коэффициент обогащения в ступени.

Билу и Куно получили следующую экспериментально подтвержденную зависимость для s_3 :

$$s_3 = \exp[-h_z Q / (\rho D_{1,2})], \quad (2.10)$$

где h_z – толщина пограничного слоя (переменный параметр, вычисляемый по известным формулам для устойчивого турбулентного и ламинарного режима), см; ρ – плотность газа, г/см³; $D_{1,2}$ – коэффициент взаимной диффузии двух компонентов газа, см²/с; $Q = \varphi(p_1 - p_2)$ – удельный расход UF₆ через 1 см² поверхности перегородки, г/(с см²); p_1 и p_2 – давление газа до и после пористой перегородки, см рт.ст.

Коэффициент φ – важнейший параметр пористой перегородки, определяемый экспериментально. Его называют коэффициентом пропускания газа через пористую перегородку (проницаемость). Он характеризует расход газа Q , проходящего через перегородку в единицу времени при разности давлений $p_1 - p_2$ до и после перегородки: $\varphi = Q / (p_1 - p_2)$.

Каждая пористая перегородка подвергается контролю по этому параметру до того, как она будет установлена в разделительной ступени. При этом проверяется и ее «добротность» в отношении наличия капиллярных каналов увеличенных сечений, через которые возможны «проскоки» газа. Зная φ , можно рассчитать полную геометрическую площадь пористых перегородок для обеспечения заданной или расчетной производительности отдельной ступени и всего каскада. Необходима стабильность коэффициента пропускания φ в течение многих лет эксплуатации. С этой целью проводится предварительная (химическая) обработка перегородок, их пассивация, так как недопустимо ни забивание пор, ни их раскрытие в процессе многолетней эксплуатации. При забивании пор будет падать расход газа в ступени, при раскрытии уменьшаться коэффициент обогащения.

В формуле (2.10) постоянные h_z , ρ и $D_{1,2}$ можно выразить через коэффициент $B = h_z / (\rho D_{1,2})$. После преобразований получим:

$$s_3 = \exp [-B \varphi (p_1 - p_2)]. \quad (2.11)$$

Эта формула показывает, что значение $s_3 \ll 1$.

С учетом поправочных коэффициентов s_1 , s_2 и s_3 расчетная формула для коэффициента обогащения принимает вид:

$$\varepsilon_{\text{расч}} = 0,693 \varepsilon_0 \left(1 - \bar{a} p_1 / A\right) \left(1 - p_2 / p_1\right) * \exp [-B \varphi (p_1 - p_2)]. \quad (2.12)$$

Разработаны и другие формулы для расчета $\varepsilon_{\text{расч}}$ как важнейшего параметра в технологии диффузионного обогащения урана. Но все же фактический эксплуатационный коэффициент обогащения $\varepsilon_{\text{факт}}$ определяется экспериментально на реальном каскаде.

Пористые перегородки, имеющие средний диаметр пор меньше десятых и сотых долей микрометра, позволяют работать при большом рабочем давлении газа перед ними с высоким коэффициентом обогаще-

ния. Увеличение давления, а следовательно, и плотности рабочего газа (UF_6) дает возможность увеличить удельную пропускную способность пористых перегородок.

При молекулярном течении полный расход газа ΣQ через пористые перегородки диффузионной ступени, имеющие площадь F и среднюю проницаемость φ , можно записать так:

$$\Sigma Q = c_1 F \varphi \Delta p (p_1 - p_2). \quad (2.13)$$

Произведение $F \varphi$ является своеобразным интегральным живым сечением для молекулярного течения газа. Оно составляет лишь несколько тысячных долей фактической геометрической площади перегородок. Коэффициент c_1 , определяемый экспериментально ($c_1 \geq 1$), отражает неидеальность пористых перегородок, а также дефекты монтажа, вызывающие перетечки через уплотнения и незамеченные повреждения поверхностей.

При данном качестве перегородок определяется оптимальное рабочее давление газа p_1 , обеспечивающее наибольшее значение ε . Установлено, что произведение давления на средний диаметр пор – величина постоянная, которой соответствует определенное значение ε . Снижая давление, можно получить и при большем диаметре пор такое же значение ε , как и при меньшем диаметре, но увеличенном давлении.

Создание высокоэффективных пористых перегородок, пожалуй, можно считать главной и наиболее сложной проблемой диффузионного метода. Следует учесть, что перегородка должна быть очень тонкой (доли миллиметра) и прочной, чтобы противостоять перепадам давления и вибрациям. Ее делают двухслойной – с несущим и делящим слоями. Делящий слой должен иметь равномерную и очень высокую пористость при толщине несколько микрометров, а средний радиус пор должен быть 0,005–0,01 мкм. Количество таких мелких пор на 1 м² поверхности может достигать 10^{13} – 10^{14} . При температуре 90 °С перегородки должны быть устойчивы к коррозионному воздействию UF_6 .

Основные параметры применяемых на диффузионных заводах Франции и США пористых перегородок таковы: радиус пор до 0,01 мкм; коэффициент проницаемости $\sim 0,3 \cdot 10^{-3}$ г/(см² с см рт.ст.) [~ 400 г/(см² с Па)]; материал – спеченный никелевый порошок, листовой алюминий с порами, обработанными электрическим травлением, тефлон и другие высокомолекулярные соединения; форма – трубчатая, цилиндрическая, длина – до 6 м.

Для диффузионного завода (табл. 2.2) суммарная площадь рабочей поверхности пористых перегородок составляет более 1 млн м². Массовое производство пористых перегородок при столь высоких требованиях к ним представляет сложнейшую технологическую задачу.

Таблица 2.2

*Влияние качества пористых перегородок
на технико-экономические показатели газодиффузионного завода
производительностью 7,5–8 млн ЕРР/год, рассчитанного
(по данным 1970 г.) для получения 2000 т в год урана 3 %-го обогащения*

Параметр	Средний радиус пор	
	0,01 мкм	0,005 мкм
Разделительная мощность, ЕРР/год	$7,05 \cdot 10^6$	$7,3 \cdot 10^6$
Коэффициент обогащения $\varepsilon_{\text{ступ}}$	0,00169	0,00176
КПД каскада	0,94	0,93
массовое содержание ^{235}U в отвале, %	0,286	0,269
Полное число ступеней, шт.	1191	1174
Давление UF_6 на входе (перед перегородкой), мм рт.ст. (кПа)	585 (78)	860(115)
Давление на входе компрессора (после перегородки), мм рт.ст. (кПа)	160(21)	221(29,5)
Перепад давления на перегородке p_1/p_2	3,66	3,9
Температура газа перед перегородкой, °С	79	85
Полная стоимость оборудования, млн дол.	1134	976
Удельные капиталовложения, дол/(ЕРРгод)	161	132
Полные затраты электроэнергии, 10^3 кВт ч/год	19,4	19,3
Удельный расход электроэнергии, кВт ч/ЕРР	2750	2640
Стоимость единицы разделительной работы, дол.	37,9	33,0
Суммарная стоимость годовой разделительной работы завода, млн дол.	267	240,9
Экономия по капиталовложениям, млн дол.	–	167

Теория газодиффузионного процесса разделения изотопов урана разработана подробно. Наиболее значительная монография была опубликована К. Коэном (США) в 1951 г.

2.3. Композитные пористые фильтры

Оптимальные пористые фильтры газодиффузионного завода должны иметь близкую к единице разделительную эффективность при высоком уровне рабочего давления и по возможности наивысшую проницаемость. Если требуется сделать пористые фильтры с очень маленьким радиусом пор, то получить высокую проницаемость можно единственным способом: увеличивая отношение пористости δ к толщине фильтра l до предела, определяемого механической прочностью, необходимой для строительства и эксплуатации завода. Решение этой проблемы обеспечивается композитными многослойными

пористыми фильтрами, соединяющими механическую прочность твердого макропористого несущего слоя с разделительными качествами микропористого слоя, который может быть сделан чрезвычайно тонким (он уже не должен противостоять разности давлений). Простейшая модель двухслойного композитного пористого фильтра, сделанного из пучков капилляров, и основные характеристики потока бинарной смеси изображены на рис. 2.10.

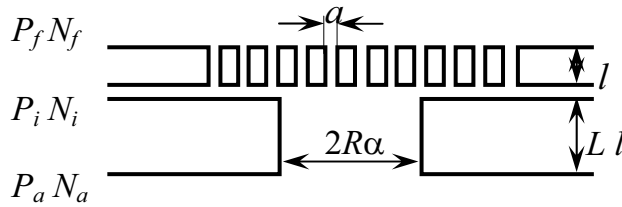


Рис. 2.10. Композитный двухслойный пористый фильтр. a – радиус и l – толщина разделяющего слоя; Ra – радиус и Ll – толщина несущего слоя. Характеристики потока: давления P_f , P_i , P_b , концентрации N_f , N_i и N_b на входе в разделяющий слой, на границе двух слоев и на выходе из несущего слоя соответственно

Результирующая разделительная эффективность двухслойного композитного пористого фильтра получается из решения уравнений разделения. Диффузионные потоки компонентов бинарной смеси через микропористый делящий слой и через макропористый несущий слой должны быть равны: $J_1(m) = J_1(s)$, $J_2(m) = J_2(s)$, так что уравнения разделения для делящего и несущего слоев имеют вид:

$$J_1(m) / J_2(m) = J_1(s) / J_2(s) = \nu / (1 - \nu). \quad (2.14)$$

Интегрирование уравнения разделения дает для каждого слоя:

$$\begin{aligned} \nu - N &= \left\{ \varepsilon_0 \nu (1 - \nu) / [1 + \varepsilon_0 (1 - \nu)] \right\} S(\phi, \phi_0) \text{ (делящий слой);} \\ \nu - N &= \left\{ \varepsilon_0 \nu (1 - \nu) / [1 + \varepsilon_0 (1 - \nu)] \right\} S(R\phi, R\phi_b) \text{ (несущий слой).} \end{aligned} \quad (2.15)$$

В формулах (2.15) $S(\phi, \phi_0)$ и $S(R\phi, R\phi_b)$ определяются с помощью выражений, в которых приведенное давление ϕ – отношение P/P_c для однородного пористого фильтра с тем же характеристическим давлением P_c , какое имел бы изолированный делящий слой, а ϕ_0 – постоянная интегрирования. Отношение R равно отношению радиусов пор (в случае длинных капилляров, см. рис. 2.10) делящего и несущего слоев или же отношению характеристических давлений изолированных делящего и несущего слоев (в случае пор более общей структуры). Если N_i – концентрация на границе между делящим и несущим слоями, то обогащение $(\nu - N_i)$ при диффузии через несущий слой получают путем приравнивания N и N_i во втором из уравнений (2.15). Обогащение $(\nu - N_f)$ и $(\nu - N_i)$ при диффузии через делящий слой и после делящего слоя на-

ходят, принимая $N = N_f$ и $N=N_i$ в первом из уравнений (2.15). Значение ϕ_0 получается, если приравнять друг другу оба выражения для $(v - N_i)$:

$$S(\phi_i, \phi_0) = S(R_{\phi_i}, R_{\phi_b}). \quad (2.16)$$

Отсюда для обогащения бинарной смеси на композитном пористом фильтре получается:

$$v - N_f = \left\{ \varepsilon_0 v(1 - v) / [1 - \varepsilon_0(1 - v)] \right\} S_{eff}(\phi_f, \phi_b), \quad (2.17)$$

где разделительная эффективность композитного пористого фильтра:

$$S_{eff}(\phi_f, \phi_b) = S(\phi_f, \phi_l) + S(R_{\phi_i}, R_{\phi_b}) [\phi_i F(\phi_l)] / [\phi_f F(\phi_f)]. \quad (2.18)$$

В формуле (2.18) S и $F(\phi)$ определяются по формулам разделения, примененным к изолированному делящему слою, а промежуточное приведенное давление можно определить из:

$$\phi_i = \phi_b + (\phi_f - \phi_b) [G / G(s)] = \phi_b \left\{ 1 + [(1 - r) / r] [G / G(s)] \right\}. \quad (2.19)$$

Здесь G и $G(s)$ – проницаемость композитного пористого фильтра и несущего слоя соответственно. Уравнение (2.19) получается непосредственно из уравнения непрерывности для потоков через композитный фильтр и несущий слой в установившемся состоянии:

$$G(\phi_f - \phi_b) = G(s)(\phi_i - \phi_b). \quad (2.20)$$

Для однородного пористого фильтра может быть использована также приближенная формула:

$$S_{eff}(\phi_f, \phi_b) = \mu(1 - r) \exp(-\Delta P / P_c). \quad (2.21)$$

В этой формуле P_c означает характеристическое давление для делящего слоя, а коэффициент μ выражает структурную эффективность композитного пористого фильтра:

$$\mu \cong 1 - [G / G(s)] \exp(-\Delta \phi) [1 - \exp(R \Delta \phi G / G(s))]. \quad (2.22)$$

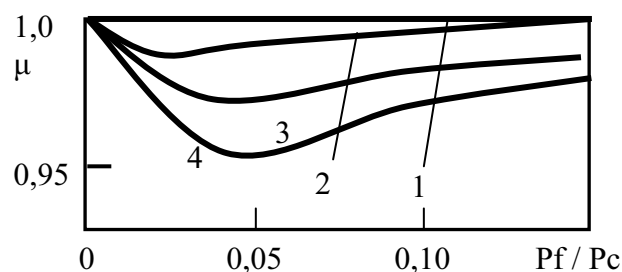


Рис. 2.11. Структурная эффективность композитного пористого фильтра μ :
1 – предел ($\mu = 1$) (однородный пористый фильтр);
2 – $R = 500, L\xi = 20$; 3 – $R = 100, L\xi = 10$; 4 – $R = 100, L\xi = 15$

Структурная эффективность μ может быть очень близкой к единице, если соответствующим образом подобрать прозрачность фильтра ξ_L

отношение характеристических радиусов R (или $1/P_0$) и толщину делящего и несущего слоев с учетом рабочих давлений газодиффузионного завода (см. рис. 2.11). В этом предельном случае композитный пористый фильтр оказывается эквивалентным одному делящему слою.

Проницаемость композитного пористого фильтра G имеет сложную зависимость от проницаемости $G(m)$ и $G(s)$ и от других характеристик делящего и несущего слоев. Проницаемость G здесь уже не будет линейной функцией среднего давления и лишь при предельно высоком давлении (см. рис. 2.12) асимптотически приближается к величине:

$$G_{\infty} = G_K \frac{(R^2 / L\xi)^2 + (R / \lambda\xi)}{(1 + R^2 / L\xi)^3} \left[1 + \frac{\bar{P}}{P_0} \frac{R(1 + R^2 / L\xi)}{1 + S^3 / L\xi} \right], \quad (2.23)$$

где G_K и P_0 – кнудсеновская проницаемость и характеристическое давление для проницаемости делящего слоя. Такую нелинейность G также

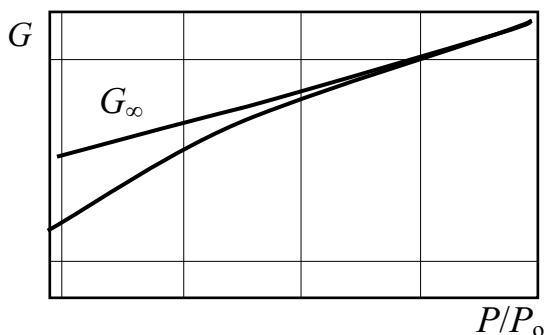


Рис. 2.12. Проницаемость композитного пористого фильтра

заметили Бэррер и Никольсон в аналогичной модели, предложенной ими для структуры однородного пористого фильтра.

График проницаемости асимптотически приближается к прямой $G = G_{\infty}$ с наклоном I/P_0 , которая для значений $R = 500$ и $L\xi > 200$ практически совпадает с кривой проницаемости делящего слоя (единицы произвольны).

2.4.1. Разделительная ступень

Соотношение между обогащением легкого компонента бинарной смеси, т. е. разностью концентраций $(N' - N)$, после прохождения через диффузионную ступень и локальным обогащением на пористом фильтре $(v - N)$ зависит от свойств и относительного расположения потоков газа, текущих на каждой стороне пористого фильтра.

Характеристики ступени. Предположим, что разделительная ступень состоит из одного диффузионного делителя, в котором содержится один единственный пористый фильтр и имеется три отверстия: входное для питающего газа и два выходных для газа, обогащенного или обедненного легким компонентом. Переменные, характеризующие ступень, показаны на рис. 2.13. Значения концентрации легкого компонента N, N', N'' и соответствующие потоки L, L', L'' удовлетворяют уравнениям сохранения:

$$L = L' + L''; LN = L'N' + L''N'', \quad (2.24)$$

или, если ввести коэффициент деления потоков $\theta = L'/L$,

$$L' = \theta L; L'' = (1 - \theta) L; N = \theta N' + (1 - \theta) N'' \quad (2.25)$$

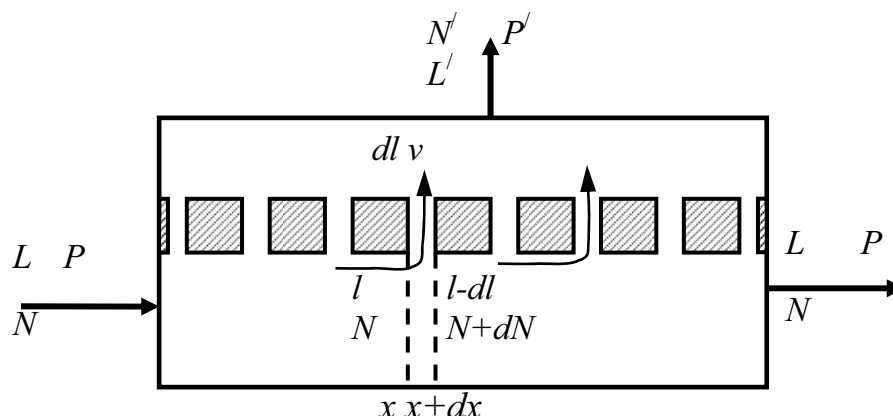


Рис. 2.13. Параметры газодиффузионной ступени. Для потока, концентрации и давления применяются соответственно обозначения: L, N, P – на входе потока титания; L', N', P' – на выходе обогащенной (легкой) фракции; L'', N'', P'' – на выходе обедненной (тяжелой) фракции; $l(x), N(x), P(x)$ – в потоке газа через сечение x канала высокого давления, перпендикулярное направлению потока; $dl(x), v(x), P'(x)$ газе, прошедшей через пористый фильтр между сечениями $x, x + dx$ канала высокого давления

Соответствующие давления удовлетворяют неравенствам $P > P'' > P'$ их значения поддерживаются на постоянном уровне с помощью одного или двух компрессоров. Температура в диффузионной ячейке T_D также поддерживается постоянной с помощью системы теплообмена. Отделение высокого давления, изображенное в верхней части рис. 2.13, может быть, например, внутренностью цилиндра с пористыми стенками или зазором между пористой пластиной и непористой стенкой, или зазором между двумя пористыми пластинами, или зазором между двумя коаксиальными цилиндрическими трубками с пористыми стенками. Обычно диффузионный делитель делается из большого числа таких элементов, включенных параллельно и последовательно.

Обозначим D – длина диффузионного фильтра в направлении вдоль потока высокого давления, а Π – периметр сечения пористых фильтров, перпендикулярного этому потоку. Поток высокого давления $l(x)$ уменьшается от $l(0) = L$ на входе до $l(D) = L'' = (1 - \theta) L$ на выходе обедненной фракции. Тогда поток газа, продиффундировавшего через пористый фильтр между сечениями x и $x + dx$, будет:

$$dl(x) = \Pi dx G(x) \Delta P(x), \quad (2.26)$$

где $G(x)$ – проницаемость и $\Delta P(x)$ – разность давлений поперек пористого фильтра в сечении диффузионного делителя x . Здесь используются

коэффициенты разделения ступени q и легкой фракции α^* , определенные следующими формулами:

$$\alpha^* = N' (1 - N) / [(1 - N') N] = 1 + \varepsilon^*, \quad (2.27)$$

$$q = N' (1 - N'') / [(1 - N') N''] = 1 + g. \quad (2.27.1)$$

Коэффициенты обогащения ступени g и легкой фракции ε^* связаны между собой соотношением:

$$\varepsilon^* = (1 - \theta) g / [1 + \theta g(1 - N')] \sim (1 - \theta) g. \quad (2.28)$$

Последнее выражение справедливо для случая малого обогащения UF₆ при газовой диффузии. Коэффициент разделения легкой фракции α^* не совпадает с коэффициентом разделения на пористом фильтре α_R , так как концентрации $N(x, z)$ и $N'(x, z)$ в двух отделениях диффузионного делителя нельзя считать постоянными.

Изменение концентрации $N(x, z)$ внутри отделения высокого давления от N на входе до N'' на выходе происходит из-за обогащения легкого компонента потока, прошедшего через фильтр, причем по меньшей мере, в двух направлениях – вдоль потока высокого давления x и перпендикулярно поверхности фильтра.

1. В данном сечении (x) диффузионного делителя слой газа высокого давления, примыкающий к поверхности фильтра, частично обедняется легкими молекулами, так как легкие молекулы диффундируют через фильтр в большем количестве, чем тяжелые, по отношению к их начальной концентрации. В установившемся состоянии значение этой концентрации изменяется, как показано на рис. 2.14, а в слое газа вдоль всей поверхности фильтра соблюдаются неравенства:

$$N_f < \bar{N}(x) < v(x). \quad (2.29)$$

В этом пограничном слое массопередачи концентрация N_f будет меньше, чем средняя концентрация $\bar{N}(x)$ в сечении диффузионного делителя x , которая в свою очередь ниже концентрации легкого компонента $v(x)$ в газе, диффундирующем внутрь пористого фильтра. Коэффициент перемешивания в потоке высокого давления диффузионного делителя:

$$Z(x) = (v - \bar{N}(x)) / (v - N_f). \quad (2.30)$$

Значение $Z(x)$ близко к единице в случае эффективного перемешивания потока высокого давления в пограничном слое массопередачи при оттоке его через пористую стенку.

2. В направлении потока высокого давления средняя концентрация в этом потоке $N(x)$ уменьшается от N на входе потока питания до N'' на выходе обедненной фракции.

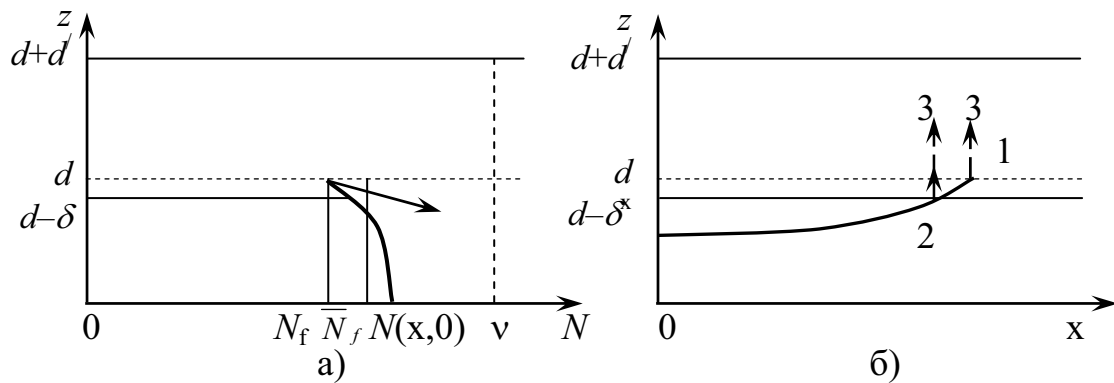


Рис. 2.14. Диффузионный делитель со скрещенными потоками:
 а – профиль концентраций потока высокого давления в сечении диффузионного делителя с абсциссой x . Профиль концентрации в потоке низкого давления плоский ($N' = v$). Обогащение диффузионного делителя $\bar{N}(x)$ оказывается меньше обогащения на пористом фильтре $v - N_f$. Толщина пограничного слоя $\delta(x)$ (2.33) определяется ординатой $d - \delta$ точки пересечения вертикали $N = \bar{N}(x)$ с касательной к профилю $N(x, z)$ при $z = d$;
 б – линии тока в потоке высокого давления вблизи пористого фильтра (1); в потоке высокого давления в предположении, что существует неподвижный диффузионный слой толщиной $\delta(z)$; в потоке низкого давления (3)

Изменение концентрации в потоке низкого давления $N'(x, z)$ зависит от расположения потоков высокого и низкого давления внутри диффузионной ячейки. Для противоточного и прямоточного течения существенное значение имеет коэффициент перемешивания в потоке низкого давления $Z'(x)$ и распределение концентрации в нем.

2.4.2. Коэффициент перемешивания

Коэффициент перемешивания в потоке высокого давления зависит от рода процессов перемешивания в этом потоке.

Полное перемешивание. Идеальный предельный случай с $Z = 1$.

Перемешивание путем молекулярной диффузии. При ламинарном течении перемешивание в потоке высокого давления происходит в результате молекулярной взаимной диффузии. Если v_a – скорость оттока смеси (см/с) через пористый фильтр, то полный поток легкого компонента диффундирующего газа $n v(x) v_a$ для любого значения z складывается из гидродинамического потока $n N(x, z) v_a$ и диффузионного потока $-n D_{12} \partial N / \partial z$, направленного против градиента концентрации:

$$n v(x) v_a = n N(x, d) v_a - n D_{12} (\partial N / \partial z)_{z=d}, \quad (2.31)$$

где $N(x, d) = N_f$.

Из формул (2.30), (2.31) следует:

$$Z(x) = 1 - v_a \delta(x)/D_{12}, \quad (2.32)$$

где $\delta(x)$ – толщина пограничного слоя массопереноса в присутствии оттока газа через пористую стенку (см. рис. 2.14, а), причем:

$$\delta(x) = [\bar{N}(x) - N(x, d)] / [-(\partial N / \partial z)_{z=d}] = d / \text{Sh}(x). \quad (2.33)$$

Здесь d – гидравлический диаметр канала высокого давления и Sh – число Шервуда для ламинарного потока. Гидравлический диаметр определяется как отношение учетверенной площади поперечного сечения канала к смачиваемому периметру сечения; d – удвоенный радиус круглого сечения, удвоенное расстояние между параллельными пластинами или разность диаметров кольцевого сечения. Число Шервуда $\text{Sh}(x)$ уменьшается с удалением от входа и становится постоянным в полностью развитом пограничном слое ($x \geq 30d$). Так, для щели между пористой пластиной и сплошной стенкой имеем $\text{Sh} = 70/13$; для щели между двумя пористыми пластинами $\text{Sh} = 70/17$; для цилиндрического канала с пористыми стенками $\text{Sh} = 48/11$. Из формулы (2.32) следует, что коэффициент перемешивания $Z \rightarrow 1$, когда скорость оттока $v_a \rightarrow 0$ (т. е. диффузия через пористый фильтр отсутствует).

Формула (2.32) для коэффициента перемешивания $Z(x)$ часто заменяется экспоненциальной функцией $\exp(-v_a \delta^* / D_{12})$; тогда δ^* – толщина диффузионного слоя, если вблизи пористой стенки он неподвижен (см. рис. 2.14, б). Экспоненциальная функция представляет собой лишь приближение к формуле (2.32).

Турбулентное перемешивание. Турбулентность в потоке газа увеличивает эффективность перемешивания; к молекулярной диффузии прибавляется еще и турбулентная. Толщина турбулентного пограничного слоя также определяется формулой (2.32); она получается в результате решения уравнения конвективной диффузии:

$$\text{Div } \Gamma = 0, \quad (2.34)$$

где Γ – вектор полного потока легкого изотопа, получаемый сложением конвективного потока $n N V$ (V – векторное поле скоростей в потоке высокого давления) и диффузионного потока $-n D_{12} \nabla N$:

$$\Gamma = n N V - n D_{12} \nabla N. \quad (2.35)$$

Совместно с (2.34) должны быть заданы соответствующие граничные условия. На пористой стенке нормальная компонента вектора полного потока Γ должна быть равна скорости оттока легкого изотопа:

$$\Gamma_n = n v v_a. \quad (2.36)$$

Второе граничное условие зависит от геометрии канала высокого давления. Например, если вторая стенка щелевого канала будет сплошной,

то нормальная к ней компонента вектора Γ должна обращаться в «0», т. е. производная концентрации N по нормали должна равняться «0».

Важный случай цилиндрического пористого фильтра был рассмотрен Коантиком и др. для случая трубки с пористыми стенками. В этом случае из симметрии поля концентраций относительно оси цилиндра следует граничное условие на оси, требующее обращения на оси в нуль производной концентрации по радиусу.

В установившемся турбулентном потоке поле скоростей и концентрации обычно расщепляется на постоянную во времени часть и пульсации около нее. Уравнения (2.34), (2.35) можно написать в виде:

$$\frac{\partial}{\partial x}(Nu) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(rNv) = D_{12} \left[\frac{\partial^2 N}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial N}{\partial r} \right) \right] - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \overline{rN'v'} - \frac{\partial}{\partial x} \overline{N'u'}. \quad (2.37)$$

В уравнении (2.37) введены следующие обозначения: x и r – аксиальная и радиальная координаты ($0 < x < D$, $0 < r < d/2$); u , v – аксиальная и радиальная компоненты скорости; u' , v' , N' – пульсации u , v , N ; черта сверху означает усреднение по времени.

Граничное условие на пористой стенке (2.36) несколько видоизменяется путем замены концентрации на выходе из пористого фильтра ее значением из формул, выраженным через концентрацию на входе $N(x, d/2)$ и разделительную эффективность пористого фильтра S :

$$D_{12}(\partial N / \partial r)(x, d/2) + v_a \varepsilon_0 SN(x, d/2) [1 - N(x, d/2)] = 0. \quad (2.38)$$

Цилиндрическая симметрия определяет граничное условие на оси:

$$x = 0, \quad \partial N / \partial r = 0. \quad (2.39)$$

Наконец, на входе в цилиндр радиальный профиль концентрации задан как функция радиуса:

$$x = 0, \quad N = N_0(r). \quad (2.40)$$

Например, если начало пористого фильтра ($x=0$) совпадает с истинным входом в ячейку, $N_0(r) = \text{const}$ (плоский профиль). Уравнения (2.37)–(2.40) составляют основную математическую модель поля концентраций в полости цилиндрического пористого фильтра.

Эти уравнения упрощаются в том случае, когда можно пренебречь молекулярной и турбулентной диффузией. Введем турбулентную вязкость ν^* , турбулентное число Шмидта Sc' и переменную поля $n(x, r)$, связанную с локальной концентрацией $N(x, r)$:

$$\begin{aligned} \nu^* (\partial u / \partial r) + \overline{u'v'} &= 0; \\ Sc' = \left(\nu^* / D_{12} \right), \quad D_{12}' (\partial N / \partial r) + \overline{N'v'} &= 0; \end{aligned} \quad (2.41)$$

$$\varepsilon_0 SRaSc(1 - \overline{N_0}) n(x, r) = 2 \left[N(x, r) / \overline{N_0} - 1 \right];$$

$$\overline{N_0} = \left[\int_0^{d/2} N(0, r) u(r) r dr \right] / \left[\int_0^{a/2} u(r) r dr \right].$$

Далее для $n(x, r)$ и $n_0 = n(0, r)$ будет использоваться такое же среднее значение, как для N_0 . В уравнениях (2.41) введены величины: $Ra = d v_a / \nu^*$ – число Рейнольдса для скорости оттока через фильтр, $\nu^* = \eta / \rho$ – обычная кинематическая вязкость и $Sc = \eta / \rho D_{12}$ – обычное число Шмидта. Подстановка этих величин в уравнения (2.37)–(2.40) после сохранения членов первого порядка по ε_0 дает упрощенные уравнения:

$$ru \frac{\partial n}{\partial x} + r v \frac{\partial n}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(\frac{\nu^*}{Sc} + \frac{\nu^{*'}}{Sc'} \right) \frac{\partial n}{\partial r} \right];$$

$$\frac{d}{2} \frac{\partial n}{\partial r} \left(x, \frac{d}{2} \right) + 1 = 0; \quad \frac{\partial n}{\partial r} (x, 0) = 0; \quad (2.42)$$

$$n(0, r) = n_0(r)$$

В уравнении (2.42) $n_0(r)$ получается из радиального профиля, заданного на входе в ячейку (причем $\overline{n_0} = 0$). Решение системы уравнений (2.42) дает для толщины турбулентного диффузионного пограничного слоя, определенной формулой (2.33), следующее выражение:

$$\delta(x) / d = 1 / Sh(x) = [\overline{n} - n(x, d/2)] / 2. \quad (2.43)$$

Это значение $\delta(x)$, а тем самым, как следует из формул (2.30), (2.32), и значение коэффициента перемешивания в турбулентном потоке $Z(x)$ зависят тогда от компонент скорости $u(x, r)$ и $v(x, r)$, турбулентной вязкости $\nu^{*'}(x, r)$ и турбулентного числа Шмидта Sc' , т. е. от всех величин, необходимых для решения уравнения (2.42). Для ламинарного потока, когда $(\nu^{*'} / Sc') = 0$, поле скоростей было рассмотрено Берманом, получившим решение уравнения Навье–Стокса. Уравнение (2.42) для случая ламинарного потока может быть решено аналитически. Случай турбулентного потока был рассмотрен полуэмпирически. Массиньон и др. предложили для поля скоростей в трубе с пористыми стенками формулу, аналогичную формуле Рейхардта для универсального профиля скоростей, но с модифицированными параметрами (рис. 2.15), чтобы лучше согласовать их с экспериментальными данными Вайсберга для пористой трубы с малой скоростью оттока $A_0 = v_a / u_0$ (в диапазоне $\theta < A < 5 \cdot 10^{-3}$). Из полученной таким образом формулы для поля скоростей была определена турбулентная вяз-

кость. Что касается турбулентного числа Шмидта Sc , то ввиду отсутствия экспериментальных данных было принято, что $Sc' = Sc$.

Уравнение (2.42) было затем решено с этими значениями ν^{*1} и Sc' для случая малой скорости оттока A_0 . Для асимптотической толщины диффузионного слоя, которая достигается теоретически при $x \rightarrow \infty$, а практически при $2x/d > 30$, была определена формула:

$$\delta / d = \delta_0 / d + (\delta_1 / d) A_0 (2x / d) + (\delta_2 / d) A_0. \quad (2.44)$$

Вычисленные в диапазоне $20\,000 < Re_0 < 80\,000$ значения слагаемых в правой части этой формулы приведены в табл. 2.3 ($Re_0 = Re(0)$ – число Рейнольдса в потоке высокого давления на входе в диффузионную ячейку).

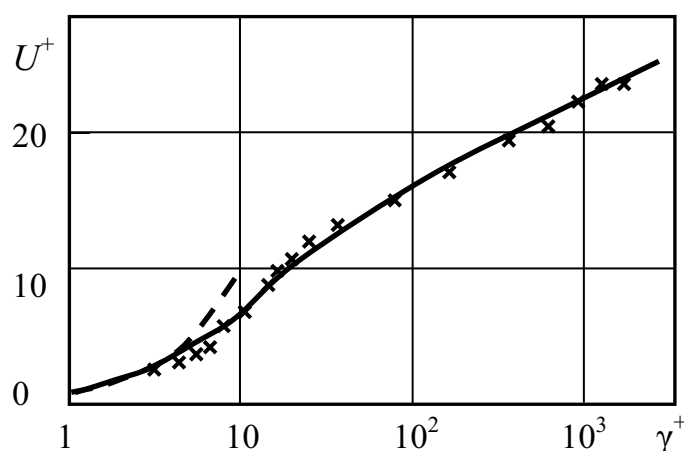


Рис. 2.15. Универсальный профиль скоростей внутри пористой трубки: ——— эмпирический профиль Рейхардта, - - - - - модифицированный Массиньоном и др.; × – экспериментальные данные Вайсберга для скорости оттока $A_0 = 0,65 \cdot 10^{-3}$. Здесь $u^+ = u/u_\tau$ и $y^+ = d/2(1 - 2r/d)u_\tau/d$, $u_\tau = \bar{u} (Cf/2)^{0,5}$, а Cf – коэффициент трения

Рассмотрим каждое из трех слагаемых δ_0 , δ_1 и δ_2 в отдельности.

1. Слагаемое δ_0 есть не что иное, как предельное значение δ для скорости оттока $A_0 \rightarrow 0$. Значения δ_0 в табл. 2.3 могут быть представлены эмпирической формулой:

$$Sh_0 = d/\delta_0 = 0,0385 ReS^{0,746}. \quad (2.45)$$

Представляет интерес сравнение формулы (2.45) с другими формулами, встречающимися в литературе по аналогичным явлениям (табл. 2.4). Наибольшие отклонения от формулы (2.45) дает эмпирическая формула Джиллиленда и Шервуда, обычно используемая в расчетах по оптимизации процесса газовой диффузии. Это объясняется тем, что она получена из экспериментов по массопередаче в процессе испарения пленки на сплошной пластине, т. е. в процессе, значительно отличающемся от газовой диффузии через пористый фильтр.

Для изучения влияния числа Шмидта значения δ_0 были вычислены в диапазоне $0,5 < Sc < 1,2$ при постоянном турбулентном числе Шмидта $Sc' = 0,75$. Результаты могут быть описаны эмпирическим уравнением:

$$Sh_0 = 0,046 Sc^{0,02} Re_0^{0,746}. \quad (2.46)$$

Таблица 2.3

Зависимость трех слагаемых формулы (2.44)

для толщины турбулентного пограничного слоя $\delta(x)$

от числа Рейнольдса в потоке высокого давления при условии $Sc' = Sc = 0,75$

Re_0	$10 \delta_0/d$	$10^3 \delta_1/\delta$	δ_2/d	Re_0	$10 \delta_0/d$	$10^3 \delta_1/\delta$	δ_2/d
20 000	15,98	22,19	-1,108	60 000	7,108	11,07	-0,774
30 000	11,98	17,40	-1,011	70 000	6,301	9,897	-0,707
40 000	9,093	14,53	-0,926	80 000	5,672	8,939	-0,648
50 000	8,181	12,55	-0,847				

Таблица 2.4

Сравнение формулы (2.45) с литературными данными

Основное явление	Источник	Формула	Отклонение от формулы (2.45)
Перенос импульса	Аналогия Рейнольдса	$Sh_0 = 0,5 Re_0 Cf = 0,395 Re_0^{0,75}$	Меньше на 6 %
Теплопередача	Диттус и Бельтер	Число Нуссельта $Nu_0 = 0,0217 Re_0^{0,8}$	В пределах 1 %
Массопередача на испаряющейся пленке	Джиллиленд и Шервуд	$Sh_0 = 0,0201 Re_0^{0,83}$	Меньше на 25 %

Примечание: Sh_0 , Re_0 и Nu_0 – входные числа Шервуда, Рейнольдса и Нуссельта; Cf_0 – коэффициент сопротивления в отсутствие потока сквозь стенку.

- Второе слагаемое δ_1 в правой части формулы (2.44), положительное по знаку, увеличивает толщину диффузионного слоя. Это становится понятным, если принять во внимание, что локальное число Рейнольдса $Re(x) = Re_0[1 - 4A_0x/d]$ уменьшается, когда произведение δ_1 на $A_0(2x/d)$ увеличивается. Прибавление второго слагаемого δ_1 к первому δ_0 дает такой же результат, какой получился бы при вычислении δ_0 с локальным, а не с входным числом Рейнольдса. Вычисления показывают, что с точностью до очень малых поправок справедливо уравнение:

$$\delta_0/d + (\delta_1/d)A_0(2x/d) = 1/\{0,046 Sc^{0,62} [Re(x)]^{0,746}\}. \quad (2.47)$$

Уравнение (2.47) можно сравнить с формулами, приведенными в табл. 2.4, но написанными при локальных значениях $Re(x)$, $Nu(x)$ и $Cf(x)$ вместо Re_0 , Nu_0 и Cf_0 .

3. Третье слагаемое δ_2 , отрицательное по знаку, действует на толщину диффузионного слоя в обратном управлении, чем предыдущее слагаемое. Практически выполняется соотношение:

$$(\delta^1 d)^{-1} - [\delta_0/d - A_0(2x/d)(\delta/d)]^{-1} \cong 0,25 Ra, \quad (2.48)$$

где Ra – число Рейнольдса для скорости оттока, равное $v_a d/v$.

Наконец, комбинируя формулы (2.47), (2.48), получаем для толщины диффузионного слоя приближенную формулу:

$$\delta(x) = d/Sh(x) = d/(0,046 Sc^{0,62} [Re(x)]^{0,746} + 0,25 Ra). \quad (2.49)$$

Таким образом, коэффициент турбулентного перемешивания определяется формулой (2.32) с коэффициентами взаимной диффузии D_{12} , так как даже при турбулентном течении вблизи стенки существует ламинарный подслой. Формула (2.49) подтверждается экспериментальными данными по массопередаче, полученными при измерениях коэффициента обогащения легкой фракции изотопов Ar на пористом фильтре. На рис. 2.16 показана зависимость отношения δ/d от входного числа Рейнольдса Re_0 (для значения числа Рейнольдса в оттоке через фильтр $Ra=10$).

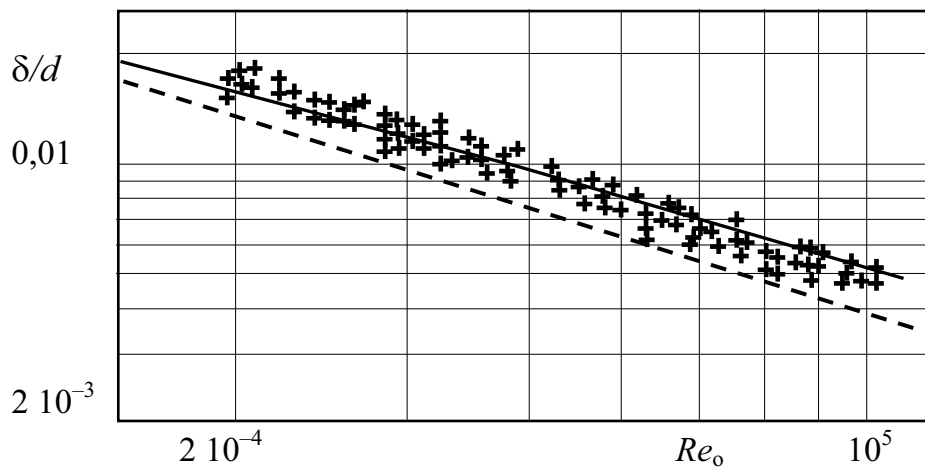


Рис. 2.16. Сравнение измеренной толщины пограничного слоя δ/d с теоретической формулой (3.125): ———— – формула (3.125); - - - - - – формула Джиллиленда и Шервуда: \times – экспериментальные данные. Здесь Re_0 означает число Рейнольдса на входе, а число Рейнольдса для оттока $Ra=10$

Формула (2.49) хорошо согласуется также с результатами опытов Элена по теплопередаче через пористую трубку с оттоком через стенку. Уравнения теплопередачи аналогичны уравнениям массопередачи (2.42), (2.43), а выполнить измерения радиального профиля температуры легче, чем измерения радиального распределения концентрации. Более того, при малых числах Рейнольдса для оттока формула (2.49)

сводится к формуле (2.46), которую можно сравнить с соотношениями, приведенными ниже:

$$\delta(x)/d \cong 2/[\text{Re}(x)Cf(x)]; Cf(x) = Cf_0(1 + \alpha' \bar{A}). \quad (2.50)$$

Здесь \bar{A} – среднее относительное значение оттока вдоль трубы Ra/Re_0 , Cf_0 – коэффициент сопротивления в отсутствие оттока через стенку, равный $0,0791 Re^{-0,25}$ (профиль Блазиуса); $\alpha' > 0$ – численный множитель, который равен 116 в экспериментах Вайсберга и 91 в опытах Орейля по переносу импульса через пористую стенку с оттоком. Такое совпадение заслуживает внимания, хотя уравнения переноса импульса далеко не аналогичны уравнениям (2.42), (2.43) из-за того, что импульс – вектор, а масса и теплота – величины скалярные.

Изложенная теория коэффициента перемешивания может быть обобщена на каналы с пористыми стенками другой геометрии. Для толщины пограничного слоя с оттоком через стенки были получены аналогичные формулам (2.49), (2.51) выражения для случая, когда канал высокого давления диффузионного делителя представляет собой щель между параллельными пористыми пластинами или кольцевой зазор между коаксиальными цилиндрическими пористыми фильтрами, а также для случая, когда одна из стенок сплошная. Тогда d в формуле (2.49) приобретает смысл гидравлического диаметра, числа Sc , $Sh(x)$, $Nu(x)$ и $Re(x)$ относятся к этому гидравлическому диаметру, причем их показатели степени остаются прежними, а численный множитель 0,046 изменяется. В частности, введение гладкой сплошной пластины в середину щели между параллельными пористыми пластинами или гладкой сплошной цилиндрической трубки внутрь цилиндрического пористого фильтра уменьшает толщину пограничного слоя $\delta(x)$ почти вдвое. Однако это улучшение условий перемешивания достигается ценой увеличения потерь на трение вследствие сужения канала. Результаты экспериментов по теплопередаче с оттоком через стенку, проведенных для плоской пластины (Веролле и др.) и кольцевого канала (Шове и Дюма), показывают, что толщина пограничного слоя выражается формулой, аналогичной (2.49).

Для чисел Рейнольдса в потоке высокого давления, лежащих в диапазоне 10^3 – 10^4 , опыты Петерса по переносу импульса показали, что переходный между турбулентным и ламинарным режим течения осуществляется в виде случайного чередования полос двух режимов. Толщина пограничного слоя при этом равна средневзвешенному по этим перемежающимся полосам значению толщины ламинарного слоя (2.33) и турбулентного слоя (2.49). Отток через стенку способствует затуханию турбулентности. Турбулентная диффузия обеспечивает более эффективное перемешивание, чем молекулярная диффузия при заданном диаметре пористого фильтра.

2.4.3. Эффективность диффузионного делителя

Обогащение в диффузионном делителе зависит также от относительного расположения потоков высокого и низкого давления. Можно различать пять простых случаев: полное перемешивание в потоках высокого и низкого давления, скрещенные потоки, полное перемешивание в потоке низкого давления, противоточное и прямоточное расположение потоков. В простейшем случае коэффициент обогащения ступени по легкой фракции имеет вид $\varepsilon^* = (\alpha^* - 1)$, а разделительная мощность ступени для малого обогащения, выражается равенством:

$$\delta U = 0,5 L \theta (1 - \theta) g^2 = 0,5 L [\theta / (1 - \theta)] \varepsilon^*, \quad (2.51)$$

где L – поток питания ступени, для которого применялось также обозначение G . В равенстве (2.51) g и ε^* определены формулами (2.27), (2.28).

Полное перемешивание в потоках высокого и низкого давления. В этом случае $N(x, z) = N''$ и $N'(x, z) = v = N'$ так что обогащение ступени в соответствии с формулой (2.25) имеет вид:

$$N' - N = (N' - N'') (1 - \theta) = (1 - \theta) (v - N_f). \quad (2.52)$$

Отсюда с учетом формул (2.28) и (3.6) получаем:

$$\varepsilon^* \cong (1 - \theta) \varepsilon_0 S. \quad (2.53)$$

Эта формула справедлива только для изотопных смесей ($\alpha_0 - 1 \ll 1$); при $\theta = 0,5 \alpha^* - 1 \cong 0,5(\alpha_0 - 1)S$.

Скрещенные потоки. В этом случае $N(x, z) = v(x)$ вдоль всего пористого фильтра. В каждом сечении x происходит полное перемешивание всего продиффундировавшего газа. Эффективность перемешивания в потоке низкого давления равна единице ($Z' = 1$). С учетом сохранения легкого компонента в сечении $(x, x+dx)$ диффузионного делителя (см. рис. 2.13):

$$l(x) d' \bar{N}(x) = (v - \bar{N}) dl. \quad (2.54)$$

Исключив v и $v - N_f$ с использованием формул (2.30), (2.54), получим для $\bar{N}(x)$ вдоль фильтра дифференциальное уравнение:

$$\begin{aligned} \varepsilon_0 (1 - SZ) \left[l \left(d\bar{N} / dl \right) \right]^2 = \\ = \left[1 + \varepsilon_0 \left(1 - \bar{N} - SZ + 2\bar{N}SZ \right) \right] l \left(d\bar{N} / dl \right) - \varepsilon_0 SZ \bar{N} (1 - \bar{N}). \end{aligned} \quad (2.55)$$

Квадратное относительно $l d\bar{N}/dl$ уравнение (2.55) имеет только один корень, удовлетворяющий условию:

$$l \left(d\bar{N} / dl \right) < 1 - \bar{N}, \quad (2.56)$$

которое следует из (2.54), поскольку $v < 1$. Таким образом, для $\bar{N}(x)$ получается дифференциальное уравнение:

$$\frac{d\bar{N}}{dY} = -\frac{1 + f(\bar{N}) - \left[1 + 2f(\bar{N}) + \varepsilon_0^2 (\bar{N} - \xi)\right]^{0,5}}{2\varepsilon_0 \xi (1 - Y)}, \quad (2.57)$$

где введены сокращенные обозначения:

$$\begin{aligned} \Delta P(x) &= P(x) - P'(x) \\ \xi &= 1 - SZ \\ f(\bar{N}) &= \varepsilon_0 (\xi - 2\xi\bar{N} + \bar{N}); \\ Y(x) &= 1 - l(x)/L = \theta \int_0^x dx G(x) \Delta P(x) / \int_0^D dx G(x) \Delta P(x). \end{aligned} \quad (2.58)$$

В соотношениях (2.58) концентрация \bar{N} в потоке высокого давления зависит от переменной $Y(x)$, которая равна отношению потока, продиффундировавшего через пористые стенки между сечениями диффузионного делителя ($0 - x$), к потоку питания L ; Y возрастает от 0 на входе до $(1 - \theta)$ на выходе потока высокого давления. Значение Y определяется проницаемостью пористого фильтра G и профилем разности давлений ΔP в направлении потока высокого давления.

Уравнение (2.57) имеет аналитическое решение для двух важных случаев.

1. В случае изотопных смесей, когда $\varepsilon_0 \ll 1$, уравнение (2.57) при произвольных значениях \bar{N} принимает вид:

$$d\bar{N}/dY = -\varepsilon_0 S Z \bar{N} (1 - \bar{N}) / (1 - Y). \quad (2.59)$$

Интегрируя это уравнение с разделяющимися переменными в интервале $0 < Y < \theta$, находим:

$$\ln(a^*/q) = -\varepsilon_0 \int_0^\theta [SZ dY / (1 - Y)] = -\varepsilon_0 \bar{SZ} \ln[1 / (1 - \theta)] = -\varepsilon_0 I. \quad (2.60)$$

Здесь \bar{SZ} – среднее значение произведения SZ , вычисленное вдоль пористого фильтра. Отсюда:

$$\left. \begin{aligned} \alpha^* &= 1 + \varepsilon_0 F(\theta) \bar{SZ}; \\ F(\theta) &= [(1 - \theta) / \theta] \ln[1 / (1 - \theta)]; \\ N' - N &\cong \varepsilon_0 \bar{SZ} N (1 - N) F(\theta) \end{aligned} \right\}, \quad (2.61)$$

где $F(\theta)$ часто называется коэффициентом рэлеевской дистилляции. Для $\theta = 1/2$ имеем $F(\theta) = 0,693$, так что диффузионный делитель со скрещенными потоками оказывается более эффективным, чем делитель с полным перемешиванием, где этот коэффициент равен 0,5.

Второй множитель в формуле (2.60), как нетрудно видеть из соотношений (2.26), (2.58), представляет собой интеграл I , зависящий от локальной проницаемости пористого фильтра $G(x)$, входящей в определение $Y(x)$. Заменяя в формуле (2.60) переменную интегрирования Y на переменную x , интеграл I можно записать в виде:

$$I = \int_0^D J(Y, Y', x) dx, \quad (2.62)$$

где Y' – производная dY/dx , а \mathcal{L} – функционал

$$\mathcal{L} = S(x)Z(Y, Y', x)Y'. \quad (2.63)$$

Максимальному значению коэффициента разделения ступени α^* соответствует экстремум I , который определяется классическим вариационным методом, приводящим к уравнению Эйлера–Лагранжа с соответствующими граничными условиями ($x = 0, Y = 0$ и $x = D, Y = \theta$):

$$\partial J / \partial Y - d(\partial J / \partial Y') / dx = 0 \quad (2.64)$$

Решение (2.64) совместно с определением $Y(x)$ (2.58) дает оптимальный профиль проницаемости $G(x)$. Например, если $S = \text{const}$ вдоль пористой стенки и если в формуле (2.49) можно пренебречь числом Рейнольдса для скорости оттока Re , то уравнение (2.64) имеет вид:

$$2Y''(1 - Y) + 0,254Y'^2 = 0. \quad (2.65)$$

Уравнение (2.65) имеет решение:

$$\left. \begin{aligned} x / D &= \left[1 - (1 - Y)^{0,127} \right] / \left[1 - (1 - \theta)^{0,127} \right]; \\ \frac{G(x)}{\bar{G}} &= \frac{1}{0,127} (1 - Y)^{0,873} \left[1 - (1 - \theta)^{0,127} \right]. \end{aligned} \right\} \quad (2.66)$$

Здесь \bar{G} – средняя проницаемость (рис. 2.17). Соответствующий максимум α^* оказывается пологим.

2. Бинарная смесь с малой концентрацией легкого компонента ($\bar{N} \ll 1$). Примером могут служить легкие примеси (воздух, HF), содержащиеся в UF₆ на газодиффузионном заводе, или изотопные смеси Ar или Ne, применяемые при испытаниях пористых фильтров. Если в уравнении (2.57) можно отбросить члены, квадратичные или более высокой степени относительно \bar{N} , то оно может быть написано в виде:

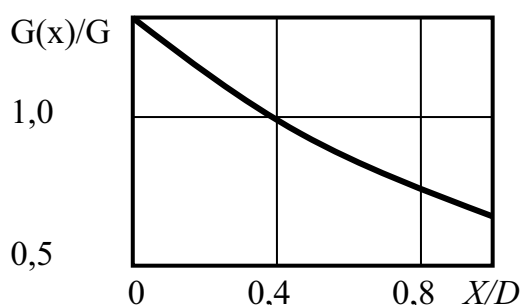


Рис. 2.17. Оптимальный профиль проницаемости для диффузионного делителя с коэффициентом деления потоков $\theta = 0,5$

$$-d\bar{N}/dY = [\varepsilon_0 SZ(1-Y)]\nu(1-\nu)/[1+\varepsilon_0(1-\nu)]. \quad (2.67)$$

Решение уравнения (2.67) имеет вид:

$$N' - N = \varepsilon_0 \left\{ N'(1-N') \left[1 + \varepsilon_0(1-N') \right] \right\} \overline{SZF}(\theta). \quad (2.68)$$

Здесь $F(\theta)$ определяется формулой (2.61). В частном случае изотопов Ag с помощью формул (2.27), (2.68) можно показать, что с относительной погрешностью меньше $2 \cdot 10^{-4}$ при условии $\theta < 0,2$ имеет место:

$$\left[(\alpha^* - 1) / \alpha^* \right] \left[(1 + \varepsilon_0) / \varepsilon_0 \right] = \overline{SZF}(\theta). \quad (2.69)$$

Полное перемешивание в потоке низкого давления. В этом случае $N'(x, Z) \cong \nu(x) = N'$ в потоке низкого давления диффузионного делителя, и коэффициент перемешивания в этом потоке равен единице ($Z'=1$). Такой диффузионный делитель обладает меньшей эффективностью, чем делитель со скрещенными потоками, и разница между ними тем больше, чем выше отношение давлений $r = P_b/P_f$.

Противоточный делитель. Переменные, характеризующие этот делитель, показаны на рис. 2.18. В потоке высокого давления коэффициент перемешивания Z по-прежнему определяется формулой (2.30), а продиффундировавший через пористую стенку поток дается соотношением (2.54). Но концентрация в потоке низкого давления $N'_b(x, d)$ уже не будет совпадать с концентрацией продиффундировавшего газа в отличие от диффузионного делителя со скрещенными потоками или с полным перемешиванием. Поэтому интегрирование уравнения разделения относительно $(N - \nu)$ должно производиться при граничных условиях $N=N_f$ при $P = P_f$ и $N=N'_b \neq \nu$ при $P = P_b$. В результате получается в следующее выражение:

$$\begin{aligned} \nu - N_f = \varepsilon_0 S \nu(1-\nu)/[1+\varepsilon_0(1-\nu)] + \\ + (P_b/P_f)(\nu - N'_b) \exp \left[- \int_{P_b}^{P_f} (dP/h_0)(A+B+ABP) \right]. \end{aligned} \quad (2.70)$$

Коэффициент перемешивания в потоке низкого давления Z' определяется уравнением, аналогичным (2.30):

$$Z' = (\nu - N'_b) / ((\nu - \bar{N}') < 1). \quad (2.71)$$

Однако толщина пограничного слоя здесь берется для обтекания сплошной стенки, а не для стенки с оттоком. Система уравнений (2.70), (2.71) должна быть дополнена локальным уравнением баланса потоков высокого и низкого давления в каждом сечении (x) диффузионного делителя:

$$-\bar{N}(x)[L'' - l(x)] = \bar{N}(x)l(x) - N''L''. \quad (2.72)$$

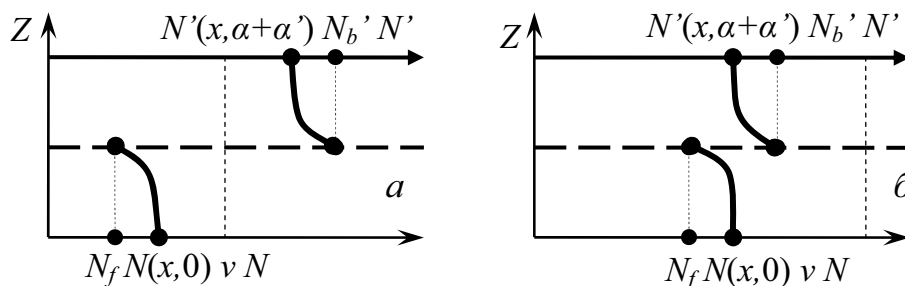


Рис. 2.18. Профили концентраций в потоке высокого и низкого давления $N(x, z)$ и $N'(x, z)$ в сечении противоточного и прямоточного диффузионных делителей: а – противоточный делитель: обогащение на пористом фильтре $v - N_f$ примерно равно обогащению делителя $\bar{N}' - \bar{N}$; б – прямоточный делитель: обогащение на пористом фильтре $v - N_f$ больше, чем обогащение делителя $\bar{N}' - \bar{N}$

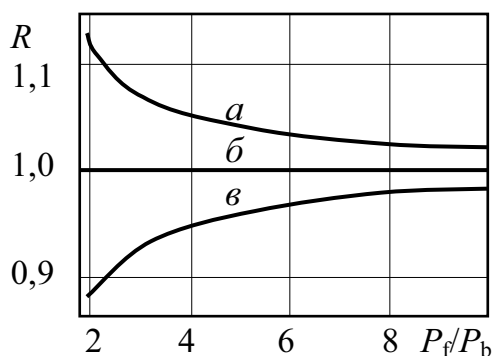


Рис. 2.19. Отношение R коэффициента разделения ступени для противоточного (а) и прямоточного (б) диффузионных делителей к коэффициенту разделения ступени, имеющей делитель со скрещенными потоками (в), при $\theta = 0,5$ и $Z = Z' = 1$.

Коэффициент разделения α в противоточном делителе получается выше, чем в делителе со скрещенными потоками. В предельном случае, когда разделительная эффективность пористого фильтра $S = 1$ и перемешивание в обоих потоках полное ($Z = Z' = 1$), выигрыш в коэффициенте разделения составляет 5 % при $\theta = 0,5$ и значении $r = P_f/P_b = 0,25$, близком к оптимальному по потреблению энергии (см. рис. 2.19, а]. Однако этот несомненный выигрыш получается ценой дополнительных затрат энергии, необходимых для достижения высокого коэффициента перемешивания.

Прямоточный делитель. В этой геометрии делителя имеем $v \neq N_b$ и значения коэффициентов перемешивания Z и Z' меньше единицы. В частном случае $Z = Z' = 1$ и $\theta = 0,5$ (рис. 2.19, б) при $r = 0,25$ коэффициент разделения ступени оказывается на 5 % меньше, чем в диффузионном делителе со скрещенными потоками.

2.5. Особенности технологии газодиффузионного завода

Разделительной ступенью газодиффузионного завода называется первичная машина, в которой осуществляется разделение газовой смеси двух изотопов урана на два потока и изменение начальной концентрации этих га-

зов на выходе каждого потока путем пропускания одного из них через пористые перегородки по законам молекулярного течения и газовой диффузии.

Разделительная ступень состоит из делителя, представляющего собой сосуд, в котором размещены пористые перегородки (обычно трубчатые), и компрессора, сжимающего газ до необходимого давления. Перед входом в делитель газ охлаждается в холодильнике. Условия для протекания процесса требуют совершенно стабильного вакуума.

Температура гексафторида и стенок не должна быть ниже той, при которой, как указывается на $P - T$ -диаграмме UF_6 , может начаться конденсация гексафторида (превращение в твердую фазу), но она не должна быть и излишне высокой. Повышенная температура ускоряет процессы диссоциации UF_6 , его взаимодействие (коррозию) с материалами омываемых им поверхностей и переход газа в нелетучие соединения с выделением агрессивного фтора и паров плавиковой кислоты.

При делении потока F пополам (коэффициент деления потока $\theta \approx 0,5$) начальная концентрация x_0 равна средней концентрации легкой x_1 и тяжелой x_2 фракций:

$$x_0 = \theta x_1 + (1 - \theta)x_2; x_0 = (x_1 + x_2) / 2. \quad (2.73)$$

Коэффициент разделения ступени $\alpha_{\text{ступ}}$ запишется как отношение относительной концентрации легкого изотопа к концентрации тяжелого после и до процесса обогащения:

$$\alpha_{\text{ступ}} = \frac{x_1/(1-x_1)}{x_0/(1-x_0)} = \frac{x_1(1-x_0)}{x_0(1-x_1)}. \quad (2.74)$$

Коэффициент полного обогащения ступени $\varepsilon_{\text{ступ}} = \alpha_{\text{ступ}} - 1$. Его сокращенно можно представить в таком виде: для $x \ll 1$:

$$\varepsilon_{\text{ступ}} = x_1/x_0 - 1 = (\Delta m / 2m) (1 - p_2/p_1). \quad (2.75)$$

Ясно видна зависимость $\varepsilon_{\text{ступ}}$ от разности молекулярных масс газов, диффундирующих через пористую перегородку, а также от разности давления газа на перегородку.

Разделительная способность или разделительная мощность диффузионной ступени выражается простой формулой ($\varepsilon_{\text{ступ}} \gg \varepsilon / 2$):

$$\delta U \approx F \varepsilon_{\text{ступ}}^2 / 2 \approx F \varepsilon^2 / 8. \quad (2.76)$$

Поскольку $\varepsilon_{\text{ступ}}$ – безразмерная величина, то размерность δU та же что и расхода газа, т. е. кг/с, кг/сут, кг/год или т/год.

Каскадирование. Для получения необходимых концентраций ^{235}U требуется последовательное пропускание потока гексафторида через многие ступени, т. е. их последовательное соединение подобно звеньям цепи. Такое соединение называется каскадом.

Идеально организованный в каскаде процесс обогащения характерен тем, что поток UF_6 , движущийся вперед (по направлению движения легкой фракции) и назад к отвалу (по направлению движения тяжелой фракции), должен постепенно снижаться, а в направлении к отборной части каскада – очень резко. Здесь поток должен быть равен отбору или превосходить его примерно в 2 раза. Таким образом, массовый расход газа, прокачиваемого головными ступенями, должен быть в каскаде максимальным и уменьшается во много раз в направлении к отборной части. Например, если надо обогащать природный уран до $x = 10\%$, то через последнюю ступень отборной части каскада нужно прокачивать в единицу времени в 20 раз меньше UF_6 (по массе), чем через ступень, в которую вводится питание. Для этого каскада потребуются ступени, отличающиеся по расходу прокачиваемого компрессорами газа в 20 раз, а если доводить обогащение до 90 %, то в 200 раз.

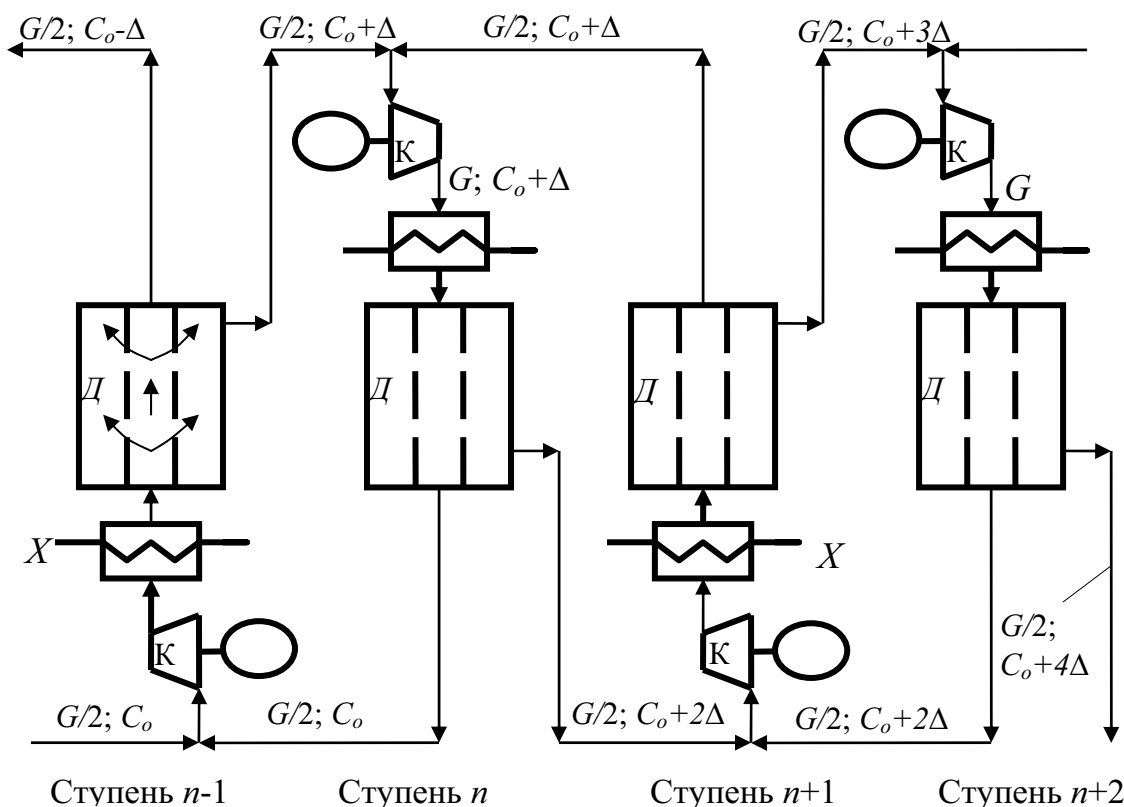


Рис. 2.20. Схема соединения ступеней в каскад и движения потоков газа:

K – компрессор с электроприводом; X – холодильник;

$Д$ – делитель (бак с пористыми перегородками)

Схема каскадирования однотипных диффузионных ступеней приведена на рис. 2.20. В компрессор K ступени $n - 1$ поступают два разных по массе потока газа: $G/2$ и $G/2$, имеющие одинаковую концентрацию c_0 ^{235}U .

В делителе D поток G делится пополам: обогащенная (легкая) фракция, получившая приращение концентрации ^{235}U на величину Δ , направляется вправо – к компрессору следующей ступени, а обедненная (тяжелая) фракция массой $G/2$ со сниженной на величину Δ концентрацией ^{235}U влево – к компрессору предыдущей ступени. Этот процесс повторяется в каскаде по всем ступеням.

На рис. 2.21 показана схема идеального диффузионного каскада. На схеме видно плавное убывание расхода газа через ступени идеального каскада.

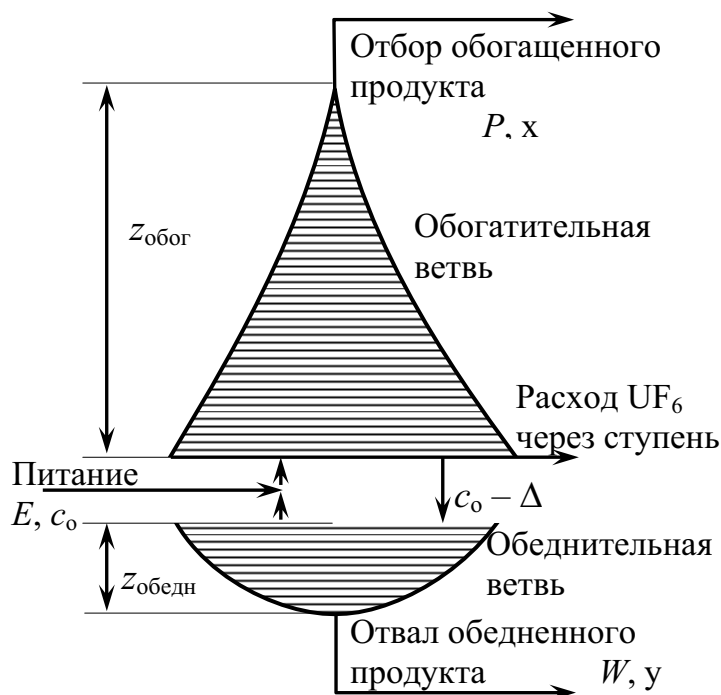


Рис. 2.21. Схема идеального каскада

По существу, каждая ступень в идеальном каскаде должна работать при отличающейся от других ступеней производительности.

Идеальный каскад характеризуется тем, что его разделительная работа равняется сумме работ отдельных ступеней. В нем нет потерь из-за смешивания потоков газа с различным обогащением, поэтому КПД разделительной работы равен единице. Но строить диффузионный завод,

применяя большое количество типоразмеров ступеней (по расходу газа и потребляемой мощности), непрактично и дорого. Чтобы уменьшить число применяемых типоразмеров ступеней, идеальный каскад разбивается на ряд усредненных прямоугольных каскадов. Входящие в прямоугольный каскад диффузионные ступени одинаковы по конструкции и работают при одинаковом расходе газа. Оптимальное построение завода из таких прямоугольных каскадов позволяет иметь довольно высокий КПД. На рис. 2.22 приведена близкая к оптимальной схема ступенчатого прямоугольного каскада с КПД = 94 %, рассчитанного на получение 2000 т в год обогащенного (до 3 % ^{235}U) урана. Этот каскад набирается из ступеней четырех типоразмеров, различающихся по расходу газа и потребляемой мощности. Если бы идеальный каскад был заменен прямоугольным со ступенями одного размера, то его КПД был бы не более 77 %, а со ступенями двух типоразмеров – не более 90 %.

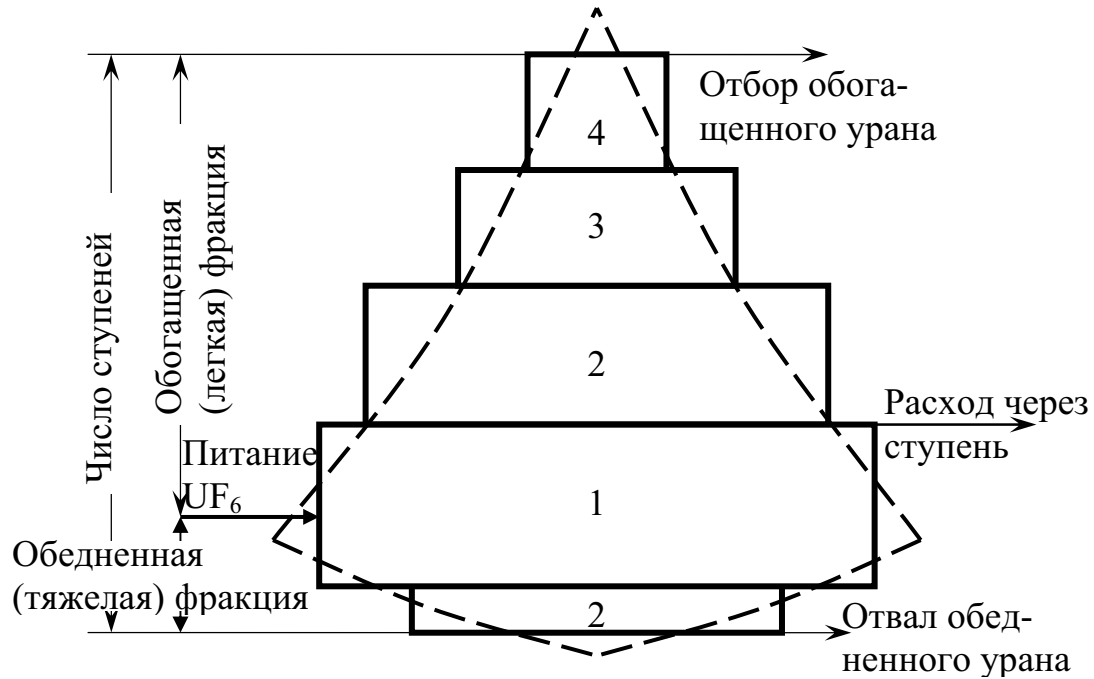


Рис. 2.22. Схема построения диффузионного завода из пяти прямоугольных каскадов с применением ступеней четырех типоразмеров по расходу газа (1–4) в максимальном приближении к форме идеального каскада (показан штриховой линией)

Число ступеней в каскаде. Зная коэффициент обогащения ступени $\varepsilon_{\text{ступ}}$, можно рассчитать необходимое число ступеней z по следующим формулам. Для обогатительной ветви каскада:

$$z_{\text{ОБОГ}} = \frac{1}{\varepsilon_{\text{СТУП}}} \ln \frac{x(1-x_0)}{x_0(1-x)}. \quad (2.77)$$

Для обеднительной ступени каскада (коэффициенты обогащения ступеней обогатительной ветви каскадов могут отличаться от коэффициентов обогащения (обеднения) обеднительной ветви):

$$z_{\text{ОБЕДН}} = \frac{1}{\varepsilon_{\text{СТУП}}} \ln \frac{x_0(1-y)}{y(1-x_0)}, \quad (2.78)$$

$$Z = z_{\text{ОБОГ}} + z_{\text{ОБЕДН}}. \quad (2.79)$$

Для ориентировочных расчетов при очень малых ($\ll 1$) значениях x , x_0 , y выражения в скобках под знаком логарифмов можно отбросить. Из формул (2.77) и (2.78) видно определяющее влияние коэффициента обогащения на число необходимых разделительных ступеней. Например, при среднем значении $\varepsilon_{\text{ступ}} = 0,0017$ (см. табл. 2.2) первый множитель равен 588. Второй множитель – это логарифм суммарного коэффициента разделения $\alpha_{\text{каскад}}$, зависящий от выбранных концентраций ^{235}U

в отборе, питании и отвале каскада (суммарный коэффициент разделения каскада обычно несколько ниже коэффициента разделения ступени из-за частичного перемешивания потоков при объединении ступеней в байпасируемые группы, неточности регулирования потоков легкой и тяжелой фракций, статистического разброса гидравлических параметров). Для обогащения 0,03 (3 %) при $y = 0,002$ (0,2 %) $\alpha_{\text{каскад.обог}} \approx 4,4$ и $\ln 4,4 = 1,48$, т. е. для обогатительной ветви понадобится установить 870 разделительных ступеней, а для обеднительной ветви $\alpha_{\text{каскад.обог}} \approx 3,5$ и $\ln 3,5 \approx 1,25$, т. е. необходимо иметь 735 ступеней, а всего в каскаде потребуется установить (без учета КПД каскада) 1605 ступеней. При $y \approx 0,29$ % (см. табл. 2.2) число ступеней снижается до 1191.

Как показывают расчеты экономики газодиффузионной технологии, эти ступени целесообразно иметь 2 или 3 типов с различной прокачкой газа и, следовательно, с различной мощностью электропривода.

Компоновка диффузионных ступеней в каскаде. Приведем пример компоновки в диффузионном каскаде ступеней большой производительности (рис. 2.23). Для прокачки газа здесь применены мощные многоступенчатые осевые сверхзвуковые компрессоры. Скорость звука в газообразном гексафториде: ~ 80 м/с (лишь в 4 раза ниже скорости звука в воздухе). Поэтому компрессоры должны работать со сверхзвуковыми скоростями газа.

К компрессору подводятся два одинаковых потока газа. Первый – обогащенный газ давлением p_2 продиффундировавший через пористые стенки трубчатых перегородок в делителе (конверторе). Этот газ должен пройти все ступени осевого компрессора, чтобы на выходе из него иметь давление p_1 и обеспечить разность давлений $\Delta p = p_1 - p_2$. Второй – обедненный газ, прошедший вдоль каналов трубчатых пористых перегородок. На выходе он будет иметь несколько сниженное по сравнению с p_1 давление (потери давления возникают главным образом вдоль трубчатых перегородок в холодильнике и регуляторе). Для восстановления давления до p_1 этот газ не требуется пропускать через все ступени лопаток осевого компрессора, а только через часть их (достаточно одной-двух). Этим удастся сократить требуемую мощность электропривода.

Электропривод передает вращение ротору компрессора через вакуумное уплотнение вращающегося вала. Очень важно обеспечить надежную герметичность такого уплотнения от подсоса воздуха в вакуумную полость компрессора. Самая мощная ступень в каскаде завода в Падьюке по ориентировочной оценке имела электропривод мощностью 1800–2000 кВт и обеспечивала расход UF_6 160 кг/с. Ее раздели-

тельная мощность оценивалась 5540 ЕРР/год. Стоимость такой машины в 1953 г. по американским данным составляла 480–650 тыс. дол.

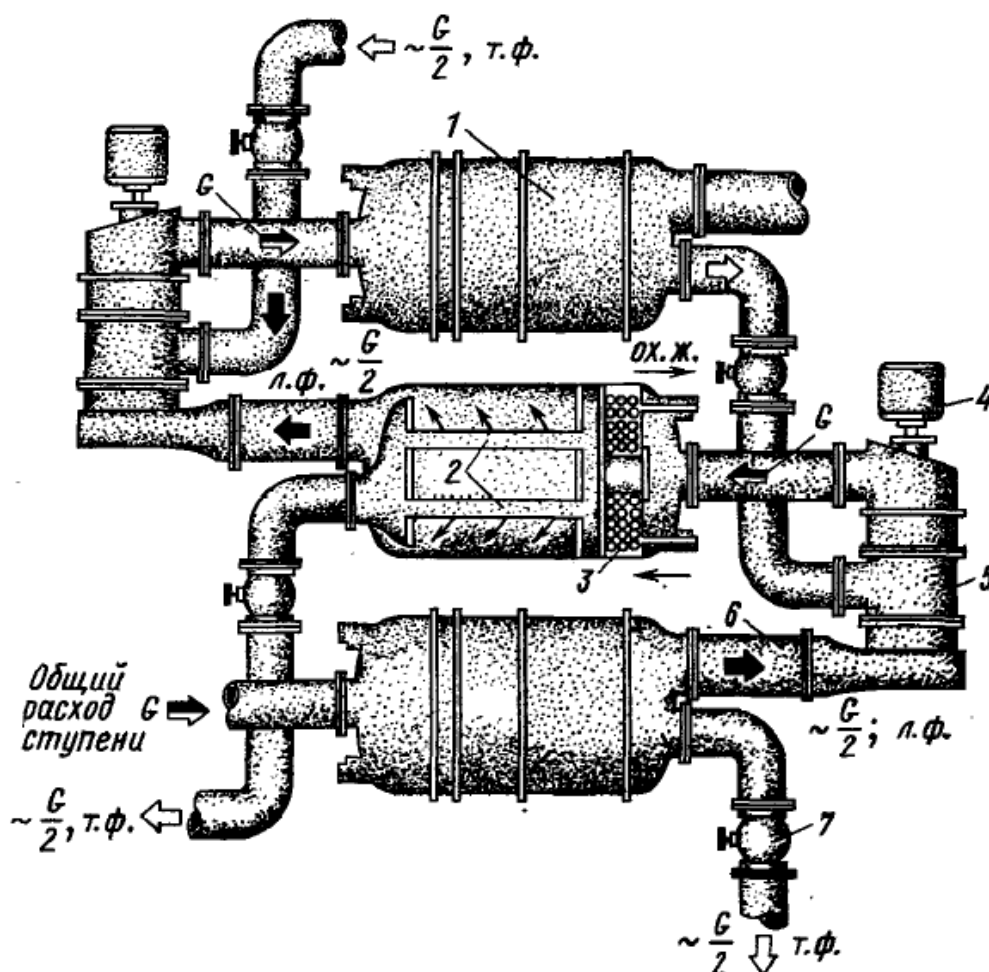


Рис. 2.23. Схема компоновки ступеней большой производительности, применяемой на газодиффузионных заводах США:

- 1 – делитель; 2 – пористые трубчатые перегородки; 3 – холодильник;
 4 – электродвигатель; 5 – осевой многоступенчатый компрессор;
 6 – автоматический регулятор расхода газа; 7 – запорный клапан

При сжатии в компрессоре газ нагревается и перед входом в делитель должен быть охлажден до соответствующей температуры, исключающей возможность его конденсации. Холодильник вмонтирован в горизонтально расположенный корпус делителя.

На трубопроводе обедненного газа в каждой ступени установлен автоматический регулятор, который поддерживает с высокой точностью расход и давление на входе и выходе из ступени и обеспечивает деление потока пополам и устойчивость работы каскада. Весь процесс работы ступени ведется в вакууме. Все разъемные соединения, сварные швы должны быть герметичными в течение многих лет эксплуатации. Материалы или защит-

ные покрытия рабочих поверхностей, их чистота обработки соответствуют высоким требованиям работы с химически агрессивным газом. Подшипники компрессора и контактные поверхности уплотнения вала смазываются специальной фторированной смазкой, стойкой в гексафториде урана.

Потоки циркуляции газа и потребление энергии. Каскадирование ступеней обеспечивает многократное пропускание через разделительные аппараты одного и того же гексафторида урана и получение в конечном итоге в отборе и отвале урана заданных концентраций.

Потоки легкой и тяжелой фракций в каскаде идут в противоположные стороны (противоточная циркуляция). Прокачка газа в каждой ступени осуществляется герметическими компрессорами со степенью сжатия, несколько большей, чем отношение давлений p_1/p_2 на пористой перегородке, чтобы покрыть все гидравлические сопротивления в трассе циркуляции. Однако давление p_1 обедненного потока газа, который не проходит сквозь пористые перегородки, практически меняется мало, и для передачи в предыдущую ступень (см. рис. 2.20) потребуется меньшая степень сжатия и, следовательно, меньшая мощность. Поэтому необходимо иметь на каждой ступени основной компрессор полного расхода газа через ступень и вспомогательный компрессор половинного расхода. На американских заводах подкачку выполняли 1–2 ступени общего осевого компрессора (см. рис. 2.23).

Мощность завода по обогащению урана, где применяется метод газовой диффузии, довольно точно может быть охарактеризован не только суммарной разделительной работой, но и потребляемой мощностью, которая определяется суммарным расходом газа, прокачиваемого компрессорами через все ступени. Необходимое количество применяемых на заводе пористых перегородок и потребляемая мощность компрессоров пропорциональны суммарному расходу G всех межступенчатых потоков по обогатительной $G_{\text{обог}}$ и обеднительной $G_{\text{обедн}}$ ветвям. Суммарный расход G всего каскада:

$$G = G_{\text{ОБОГ}} + G_{\text{ОБЕДН}} = \frac{2}{\varepsilon_{\text{ФАКТ}}} \times \left[P(2x_x - 1) \ln \frac{x_x}{1 - x_x} + W(2x_y - 1) \ln \frac{x_y}{1 - x_y} - F(2x_c - 1) \ln \frac{x_c}{1 - x_c} \right]. \quad (2.80)$$

Здесь $\varepsilon_{\text{факт}}$ можно принимать равным $\varepsilon_{\text{ступ}}$, как в (2.75) и (2.76).

Пример. Для получения в прямоугольном каскаде 120 кг в ч (~1000 т в год) обогащенного (до 3 %) продукта при $x_y = 0,2\%$ нужно подавать на питание F 660 кг в час природного продукта. Было подсчи-

тано, что для этой цели при $\varepsilon = 0,0017$ потребуется ~ 1605 ступеней. Отвал $W = 660 - 120 = 540$ кг/ч. Необходимая суммарная разделительная работа равна 4,3 млн ЕРР в год. Расчеты показывают, что суммарный расход циркулирующего потока, проходящего через 160,5 ступеней, составляет $\sim 6,6$ млн т/ч, т. е. в 55×10^6 раз больше отбора обогащенного продукта. Непрерывная циркуляция таких газовых потоков вызывает огромные затраты электроэнергии: ~ 2750 кВт-ч на 1 ЕРР, и для данного каскада они составят 12×10^9 кВт-ч в год. Этим объясняется высокая энергоемкость газодиффузионного метода обогащенного урана.

Суммарный поток газа, циркулирующего в ступенях диффузионного завода, в миллионы раз превышает поток отбора обогащенного продукта.

При эксплуатации газодиффузионного завода внутри ступеней должно постоянно находиться весьма большое количество UF_6 с различным содержанием ^{235}U . Это так называемое инвентарное заполнение каскадов гексафторидом урана должно учитываться в калькуляциях за обогатительный сервис. Инвентарное заполнение тем выше, чем выше среднее равновесное давление газа в ступенях и чем больше объем их газового заполнения.

Высокая «инерционность» диффузионных каскадов. Каждая ступень в диффузионном каскаде должна иметь концентрацию x_{n+1} ^{235}U , отличающуюся от предыдущей x_n и следующей за ней концентрации x_{n+2} в соответствии с соотношением (для $x \ll 1$) $x_n = x_{n+1} + \varepsilon x_{n+2}$ на величину, равную коэффициенту обогащения. И так как объемы газовых полостей ступеней и каскадов значительны и содержание газа в них велико, то для достижения равновесного состояния по концентрациям газа в каждой ступени (после чего только и можно брать отбор обогащенного продукта заданной концентрации) должно пройти значительное время (например, несколько недель) безотборной работы. Это создает громадные трудности в эксплуатации и связано с большими затратами. Следовательно, недопустима остановка диффузионного каскада по любой причине (потеря электропитания, срыв охлаждения), так как это приводит к перемешиванию потоков различной концентрации, к длительному нарушению процесса, большим затратам энергии и потерям продукта. После остановки для восстановления нормальной работы каскада могут потребоваться значительное время и дополнительные затраты. Отсюда вытекают и чрезвычайно высокие требования к длительной надежности (безотказной работы) и отработанности всего технологического оборудования, приборов и автоматики. Чтобы смягчить тяжелые последствия возможных аварийных остановок (а также в ремонтных целях), каскады диффузионных заводов разде-

ляются на блоки-группы ступеней, автоматически отключаемые и байпасируемые по газу. Оборудование диффузионного завода должно быть взаимозаменяемым и ремонтпригодным, с высокой степенью унификации и стандартизации. Таким образом, важнейшая особенность диффузионного завода – надежная непрерывная работа. Всякая перестройка эксплуатации диффузионных каскадов (изменение концентрации питания, отбора и отвала) требует затрат, ведет к потерям времени продуктивной работы, снижению производительности завода и увеличению стоимости разделительной работы.

Влияние на экономику деления качества пористых перегородок. При температуре 80 °С и давлении 1 атм. средняя длина свободного пробега молекулы UF₆ равна ~0,03 мкм, следовательно, при таких условиях необходимы очень малые поры. При снижении давления газа длина свободного пробега увеличивается. Выбор рабочего давления газа (а с ним связаны объемы, проходные сечения и в целом габариты диффузионной ступени) зависит от того, какая пористая перегородка используется в разделительной ступени.

Для обеспечения лучшей разделительной характеристики нужно иметь как можно меньшую толщину делящего слоя пористой перегородки (доли микрометра), но в то же время она должна быть прочной, чтобы выдерживать перепад давления несколько атмосфер (>0,5 МПа).

Для более наглядного представления о существенном влиянии на технико-экономические показатели разделительного завода качества пористых перегородок и размера их пор (средний радиус 0,005 и 0,01 мкм) приведем расчетные данные по экономике двух газодиффузионных заводов (см. табл. 2.2). Из таблицы видно, что при средних радиусах пор достигается возможность работы при том же коэффициенте обогащения, но на повышенном в ~1,5 раза давлении газа и соответственно при меньших расходах, благодаря чему снижаются абсолютная и удельная стоимости оборудования и вследствие этого стоимость единицы разделительной работы уменьшается на ~4 дол. (по ценам 1970 г.).

Какой средний минимальный радиус пор практически достигим, экономически эффективен и надежно обеспечивается технологией? В настоящее время информация в печати по этому вопросу отсутствует. Выполнить перегородки с наименьшим практически возможным радиусом пор (например, 0,005 и 0,01 мкм) неизмеримо сложнее, чем с большим радиусом (например, в пределах до 0,1 мкм), так как существуют ограничения, определяемые свойствами материала, стабильностью проницаемости пористой перегородки при ее длительной эксплуатации, коррозионными явлениями, прочностью, возможностями технологического

процесса при массовом производстве. Общая рабочая геометрическая поверхность пористых перегородок в одной большой ступени американских диффузионных заводов составляет 200–210 м². Но отношение суммарного эффективного сечения пор к их геометрической площади равно лишь нескольким долям процента. Обращает на себя внимание приведенное в табл. 2.2 значение расчетного коэффициента обогащения (0,0019–0,00176). Оно почти в 2,5 раза меньше теоретического значения, о котором сообщалось выше.

Высокая энергоемкость и проблемы охлаждения. Большое удельное электропотребление диффузионного завода (2400–2500 кВт ч/ЕРР) является его характерной особенностью и крупнейшим недостатком. Например, завод в Падьюке (США) потребляет ~22 млрд кВт ч в год. Вся эта энергия практически переходит в тепло, которое отводится водой с малым перепадом температур. Расход охлаждающей воды для этого завода весьма значителен (суточное потребление циркуляционной охлаждающей воды на заводе в Падьюке 1,9 млн м³, в Портсмуте – 1,71 млн м³, в Оак-Ридже – 1,52 млн м³).

Во избежание остановок завода системы электро- и водоснабжения должны быть надежны и иметь необходимое резервирование. Не меньшее значение имеют строгое и непрерывное поддержание вакуума во всей технологической цепочке каскадов и автоматическая защита от аварийных случаев нарушения вакуума, а также обеспечение точного автоматического регулирования газовых потоков.

2.6. Характеристики ступени

Наиболее важное значение для проектирования каскадов и эксплуатации завода имеют следующие характеристики ступени: разделительная мощность ступени δU , определенная формулой (2.51); удельное потребление энергии ступенью $L/\delta U$; удельный объемный расход на всасывании компрессора $V/\delta U$; удельная площадь пористых фильтров $A/\delta U$. Оптимальные значения этих характеристик ступени неявно, через коэффициент разделения или обогащения ступени α^* или g , зависят от параметров пористых фильтров (G, P_c), от величин, характеризующих гидродинамику ступени ($\theta, Z, F(\theta)$), и от переменных P, P', P', T . Они зависят также от места ступени в каскаде и являются результатом экономического компромисса в методах оптимизации стоимости, о степени которого можно судить по различиям в требованиях, возникающих при оптимизации каждой из этих характеристик в отдельности. Эти требования мы рассмотрим на простом примере диффузионного делителя со скрещенными потоками, работающего с коэффициентом деления пото-

ков $\theta = 0,5$ на технологическом газе UF_6 при $T = 65$ °C, причем коэффициент обогащения ступени g дается формулой (2.28) с численными значениями $Z = 1, F(\theta) = 1,3863, \varepsilon_0 = 0,004289, g = 0,005946 S$.

Межступенный поток. Из формулы (2.51) при δU полный межступенный удельный поток при $\theta = 0,5$ получается в виде:

$$L / \delta U = 8 / g^2 = \left[8 / (\varepsilon_0^2 Z^2 F^2) \right] \left\{ \exp[2(1-r)\varphi] / (1-r)^2 \right\}. \quad (2.81)$$

Это выражение имеет минимум при $2P'/(P + P'') = 0$ и $\varphi = (P - P'')/2P_c = 0$; отсюда для $P_c = \infty$ (истечение в вакуум, идеальный пористый фильтр, $S = 1$) имеем:

$$(L/\delta U)_{min} = 2,262 \cdot 10^5 \text{ кг U/кг EPP}, \quad (2.82)$$

или $3,347 \cdot 10^3$ кг UF_6 /кг EPP при $238/352 = 0,676$ кг U/кг UE_6 . Такое высокое значение минимума величины $L/\delta U$ получается из-за низкого коэффициента обогащения.

Потребление энергии. Все необратимые процессы разделения характеризуются большим потреблением энергии E , минимум которого выражается соотношением:

$$(E / \delta U)_{min} = 4RT/g^2. \quad (2.83)$$

В газодиффузионном методе изотермическое падение давления от P до P' на пористом фильтре увеличивает потери энтальпии или свободной энергии Гиббса, так что минимальное потребление энергии будет выше, чем по соотношению (2.83). Изотермическому падению давления в процессе диффузии при температуре T_D соответствует работа:

$$W_{изотерм} = RT_D L' \ln(P' / P),$$

$$\left(\frac{W_{изотерм}}{\delta U} \right) = \frac{4RT_D}{g^2} \ln \frac{P}{P'} \cong \frac{4RT_D}{\varepsilon_0^2 Z^2 F^2} \left[\frac{\exp[2(1-r)\varphi]}{(1-r)^2} \ln \frac{1}{r} \right]. \quad (2.84)$$

Минимальное потребление энергии получается при $\varphi = 0$ ($P_c = \infty$, идеальный пористый фильтр) и при $r = P'/P = 0,285$, когда выражение $(1-r^2)^{-1} \ln(1/r)$ имеет минимум, равный 2,455 (рис. 2.24, а). Отсюда:

$$(W_{изотерм}/\delta U)_{min} = 5,11RT_D/(M\varepsilon_0^2) = 912 \text{ кВт-ч/кг EPP}, \quad (2.85)$$

причем $R = 8,3144$ Дж/моль, $RT_D = 2811,7$ Вт-с/моль при 338,16 К или $RT_D/M = 3,282$ Вт-ч/кг U, поскольку 1 моль UF_6 соответствует 0,238 кг урана.

Другой способ оценки минимального потребления энергии исходит из рассмотрения работы адиабатического сжатия компрессора:

$$W_{адиаб} = RT_1 L' \left[\gamma'(\gamma - 1) \right] \left\{ 1 - (P' / P)^{(\gamma-1)/\gamma} \right\}; \quad T_1 = T_0 (P / P')^{(\gamma-1)/\gamma}, \quad (2.86)$$

где T_0 и P' – температура и давление на входе в компрессор; T_1 и P – температура и давление на выходе; $\gamma = C_p/C_v$ – отношение теплоемкостей UF_6 . Значение $E/\delta U$ зависит от того, какая из температур, T_0 или T_1 , отождествляется с температурой изотермической диффузии T_D . Если $T_0 = T_D$, т. е. если теплообменник размещается между выходом из компрессора и входом питания делителя (рис. 2.25, а), то соответствующее потребление энергии будет:

$$\left(\frac{E_0}{\delta'}\right)_{adiab} = \frac{4RT_0}{\varepsilon_0^2 Z^2 F^2} \frac{\gamma}{\gamma-1} \left\{ \frac{\exp[2(1-r)\varphi]}{(1-r)^2} \left[\left(\frac{1}{r}\right)^{\gamma-1/\gamma} - 1 \right] \right\}. \quad (2.87)$$

Тогда при $\gamma=1,067$, $T_0 = T_D=65$ °С минимальное значение:

$$(E_0/\delta U)_{min} = 5,312/RT_D(M\varepsilon_0^2) = 948 \text{ кВт-ч/кг ЕРР} \quad (2.88)$$

получается при $\varphi=0$ ($P_c = \infty$, идеальный пористый фильтр) и $r = P'/P = 0,303$; в этом случае $T_1=91,3$ °С в соответствии с формулами (2.86). Наоборот, если температура диффузии T_D равна T_1 (если теплообменник располагается между выходом из диффузионного делителя по легкой фракции и входом в компрессор) то минимальное потребление энергии будет меньше (рис. 2.24, б):

$$(E_1/\delta U)_{min} = 4,91 RT_D/(M\varepsilon_0^2) = 876 \text{ кВт-ч/кг ЕРР}, \quad (2.89)$$

причем $\varphi=0$ (т. е. $P_c = \infty$, идеальный пористый фильтр) и $r=P'/P = 0,266$ при $\gamma=1,067$, $T_1 = T_D=65$ °С, $T_0 = 38$ °С в соответствии с формулами (2.86).

В реальных условиях эффективное удельное потребление энергии оказывается более высоким, чем дает формула (2.84) или (2.87) для минимальных значений. Давления P и P' на входе в компрессор и выходе из него в действительности не равны давлениям на входе и выходе из него. Полные потери энтальпии на ступени оценивают, прибавляя к соответствующим формуле (2.85) потерям вследствие изотермической диффузии $W_{изотерм}$ (неизбежным в газодиффузионном методе) все прочие потери энтальпии в узлах и деталях ступени. Эти потери должны поддерживаться на самом низком уровне, на каком это возможно. Потери в компрессоре обусловлены неэффективностью лопаток и подшипников, а также трением на стенках, и они проявляются в том, что выходящий газ приобретает температуру, более высокую, чем при адиабатическом сжатии. Все другие потери W_f обусловлены внутренним трением в потоке газа. Эти потери равны просто мощности, необходимой для перекачки газа, и по Эбелю и Паскье их можно записать в виде:

$$W_{fi} = \Gamma_i \Delta P_i / \rho_i; \quad \Gamma_i = A_i (2\rho_i \Delta P / k_i)^{1/2}, \quad (2.90)$$

где A_i , Γ_i , ρ_i , ΔP_i , и k_i – соответственно площадь поперечного сечения канала, расход газа, входная плотность, падение давлений и коэффициент потерь для i -го компонента ступени.

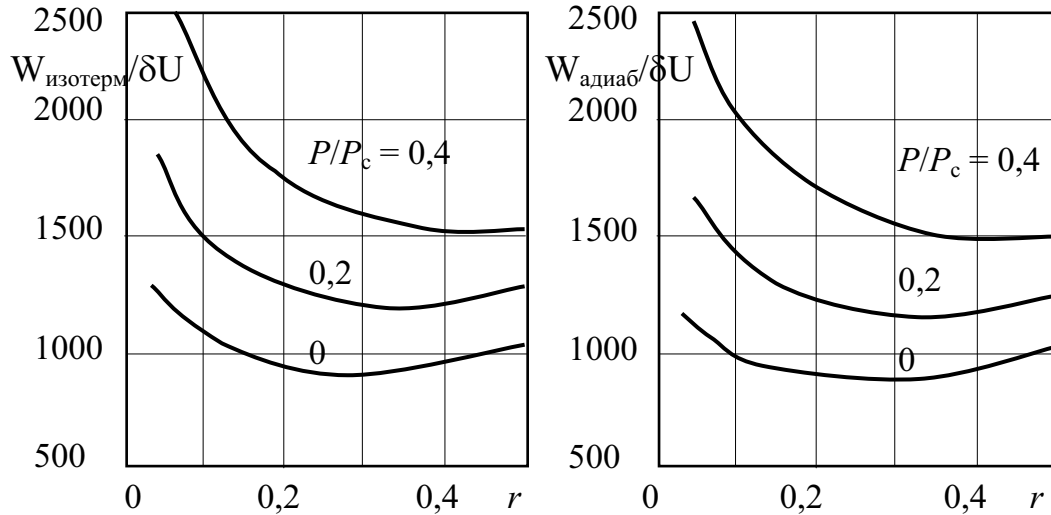


Рис. 2.24. Удельные изотермические потери энтальпии на ступени $W_{изотерм}/\delta U$ при температуре T_0 и удельная работа адиабатического сжатия $E_{адиаб}/\delta U$ (кВт ч/кг ЕРР) при начальной температуре $T_1 = T_D$:
 а – $W_{изотерм}/\delta U$ как функция отношения (r) давления на выходе обогащенной фракции P' к входному давлению делителя P при различных значениях P/P_c , минимум достигается при $r = 0,285$; б – $E_{адиаб}/\delta U$ как функция отношения давлений на входе в компрессор P' и на выходе из него P для нескольких значений P/P_c , минимум получается при $r = 0,266$

Коэффициент потерь в канале высокого давления диффузионного делителя для турбулентного течения с оттоком через стенки в случае цилиндрической формы пористого фильтра ($A_i = \sigma$, $\Gamma_i = L$):

$$k = (1/d) \int_0^D (P/P(x)) Y^2(x) [4Cf(x) - 16A(x)] dx, \quad (2.91)$$

где P и $P(x)$ – давления на входе и в сечении x канала высокого давления; $Cf(x)$ и $A(x)$ – локальный коэффициент трения и скорость оттока. В предположении о постоянстве Cf интеграл в этой формуле для k может быть найден следующим образом:

$$k = (4D/d)(1 - \theta + \theta^2/3) Cf - 4\theta(1 - \theta/2), \quad (2.92)$$

где $Cf(x)$ – коэффициент трения, определенный формулой (2.50), которая связывает коэффициент перемешивания с потерями энтальпии на газодиффузных пористых фильтрах. Отток через стенки уменьшает коэффициент потерь k , но увеличивает коэффициент трения Cf . Потери

энтальпии можно представить в виде $W_f = \rho_0 L^3 k / 2\sigma^2$, поскольку в канале высокого давления диффузионного делителя $\Gamma = L$ и $\Delta P = kL^2 / 2\rho_0\sigma^2$.

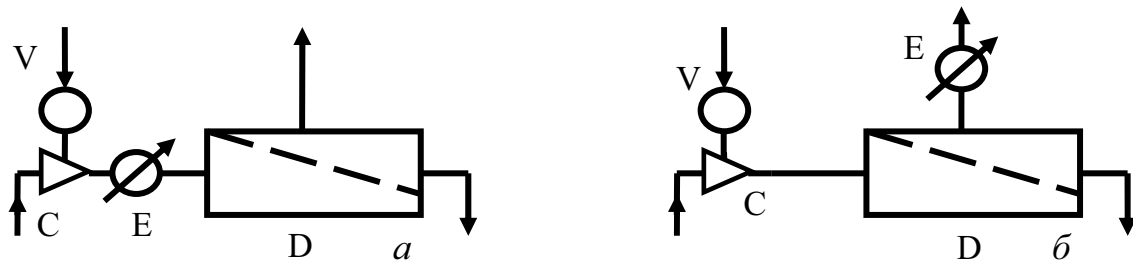


Рис. 2.25. Положение теплообменника ступени E:

a – на входе в делитель *D* со стороны высокого давления (в потоке питания);
б – на выходе низкого давления из делителя (в потоке обогащенной фракции);
C – компрессор; *V* – регулирующий дроссельный вентиль

Другой способ вычисления эффективного потребления энергии состоит в том, что работа сжатия $E(P'', P)$ потока обедненной фракции $(1-\theta)L$ складывается с работой сжатия $E(P', P)$ потока обогащенной фракции θL , определяемой по формуле (2.87), и с потерями энтальпии в межступенных коммуникациях и в системе теплообменника. Значение $E(P'', P)$, вычисляемое по формуле (2.87) путем подстановки P'' вместо P' , зависит от способа сжатия. Если поток обедненной фракции направляется во вспомогательный компрессор C_2 (см. рис. 2.26, б) или на боковой вход главного компрессора (см. рис. 2.26, в), то P'' следует считать равным соответствующему входному давлению. Если поток обедненной фракции смешивается с потоком обогащенной фракции через эжектор (рис. 2.26, г), то к $E(P', P_0)$ должна быть прибавлена энергия $E(P'', P_0)$, где $P_0 < P$ – давление на выходе из эжектора. Если же давление в потоке обедненной фракции дросселируется до P' , то энергия сжатия $E(P', P)$ сообщается потоку питания L (а не $L\theta$).

Следует учитывать также потери на смешивание в местах соединения межступенных потоков в каскаде, приводящие к уменьшению разделительной способности ступени на величину:

$$-\delta U_{\text{смеш}} = 0,5 L\theta(1-\theta) \left\{ (N'_- - N''_+) / N(1-N) \right\}^2, \quad (2.93)$$

где $\theta' = L'' / (L'_- + L''_+)$; индексом «-» обозначается приходящий снизу поток обогащенной фракции L'_- с концентрацией N'_- , тогда как индекс «+» относится к приходящему сверху потоку обедненной фракции L''_+ с концентрацией N''_+ . Для прямоугольного каскада $\theta' = \theta$ в соответствии с формулой (2.25); для идеального каскада $\delta U_{\text{смеш}} = 0$.

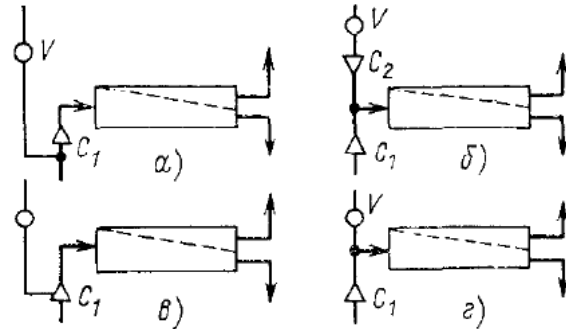


Рис. 2.26. Циркуляция обедненного потока (см. рис. 3.1):

а – поток дросселируется через регулирующий вентиль до низкого давления обогащенного потока; *б* – подкачивается вспомогательным компрессором C_2 , *в* – направляется через боковой вход в компрессор C_1 , *г* – направляется через эжектор в поток, выходящий из компрессора легкой фракции C_1

Термодинамический КПД. Указанные значения потребления энергии E при необратимом процессе значительно превышают необходимую для обратимого разделения энергию, которая определяется изменением свободной энергии:

$$E_{обр} = \delta F = T \delta S_{обр} = RT \delta UN(1 - N), \quad (2.94)$$

где $\delta S_{обр}$ – обратимое увеличение энтропии смешения;

$$S_{обр} = -R[N \ln N + (1 - N) \ln(1 - N)]. \quad (2.95)$$

Так как $E_{обр} < RT \delta U/4$, то из (2.85), (2.95) следует, что термодинамический коэффициент полезного действия газодиффузионной ступени:

$$E_{обр}/E < 0,9 \cdot 10^{-6}. \quad (2.96)$$

Такой низкий термодинамический КПД характерен для необратимого процесса разделения. Предельное значение термодинамического КПД газовой диффузии через пористые фильтры может быть получено с помощью термодинамики необратимых процессов Онсагера аналогично тому, как это делается для термодиффузии в газе.

Объемный расход компрессора. Удельный объемный расход компрессора, необходимый для сжатия продиффундировавшего потока от давления P' до P , пропорционален $L' = \theta L = L/2$:

$$\frac{V}{\delta U} = \frac{RT_0 L'}{P' \delta U} = \frac{4RT_0}{\varepsilon_0^2 Z^2 F^2} \frac{1}{P_c} \left[\frac{\exp[2(1-r)\varphi]}{r\varphi(1-r)^2} \right]. \quad (2.97)$$

Минимальное значение $V/\delta U$ достигается при $\varphi = 1$ (т. е. $P = P_c$) и $r = 0,5$ (т. е. $P' = 0,5P_c$) (рис. 2.27, а):

$$(V/\delta U)_{min} = 45,3 RT_0 / (\varepsilon_0^2 P_c) = (2,9/P_c) 10^5 \text{ м}^3 \text{ UF}_6/\text{кг EPP}, \quad (2.98)$$

где объем всасывания приводится к атмосферному давлению при 65 °С; характеристическое давление P_c формулы (2.98) измеряется также в атмосферах, и предполагается, что технологический газ UF_6 подчиняется уравнению состояния идеального газа $PV=RT_0$.

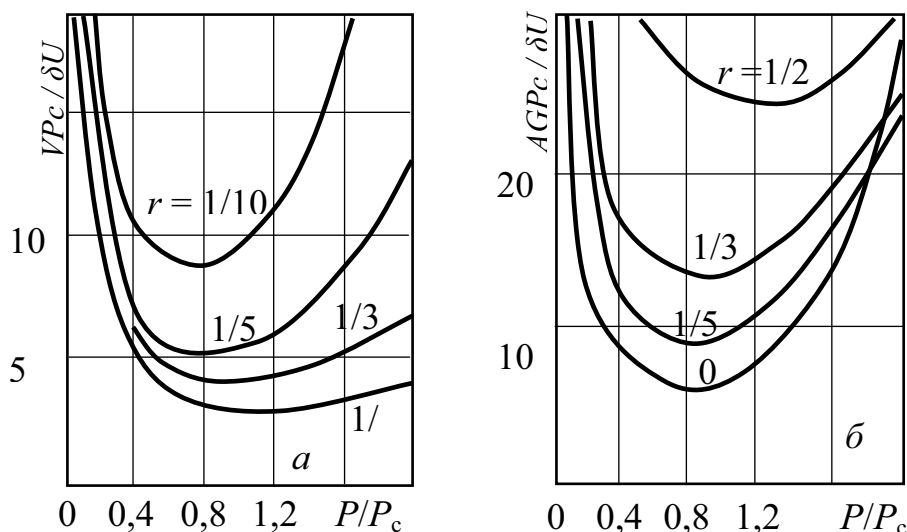


Рис. 2.27. Удельный объемный расход на всасывании компрессора ступени $V/\delta U$ и удельная площадь пористых фильтров (при постоянном давлении в потоке высокого давления): а) $V/\delta U$ – функция давления на выходе из компрессора P ; минимум достигается при $r = P'/P = 0,5$ и $P = P_c$; б) $A/\delta U$ – функция входного давления делителя P ; минимум – при $r = P'/P = 0$ и $P = P_c$

Площадь пористых фильтров. Удельная площадь пористых фильтров также зависит от проницаемости фильтров G :

$$\frac{A}{\delta U} - \frac{4}{g^2 G \Delta P} = \frac{4}{\varepsilon_0^2 Z^2 F^2} \frac{1}{G P_c} \frac{\exp[2(1-r)\varphi]}{\varphi(1-r)^3}. \quad (2.99)$$

Так как $L' = AG\Delta P$ и $L' = (L/2) - 4\delta U/g^2$ в соответствии с формулами (2.25), (2.51). Минимальное значение $A/\delta U$ получается при $\varphi = (P+P'')/2P_c = 0,5$ (т. е. $(P+P'')/2 = 0,5P_c$) и $r = 0$ (т. е. $P' = 0$):

$$(A/\delta U)_{min} = 11,32(\varepsilon_0^2 G P_c) = (6,15/(G P_c)) 10^5 \text{ м}^2/\text{кг ЕРР}, \quad (2.100)$$

где P_c измеряется в атмосферах, а G – в $\text{кг } U \text{ м}^{-2} \text{ атм}^{-1}$ (см. рис. 2.26, б).

Газонаполнение ступени, время задержки объем ступени. Газонаполнение ступени h определяется количеством UF_6 , содержащимся в ступени в условиях установившейся эксплуатации; оно равно произведению $h = \rho_0 V_0$ внутреннего объема V_0 , занимаемого в ступени технологическим газом, на плотность $\rho_0 \cong RTP_0/M$ в условиях, когда ступень заполнена газом, но еще не пущена ($P > P_0 > P'$). Отношение газонаполнения ступени h к межступенному потоку L называется вре-

менем пребывания газа в ступени (временем задержки) $t_0 = h/L$. Удельное газонаполнение ступени $h/\delta U$ при $\theta = 0,5$ определяется:

$$h/\delta U = \rho_0 V_0 / \delta U = 8t_0 / g^2. \quad (2.101)$$

Поскольку известно, что удельное газонаполнение газодиффузионного завода не превышает 0,1 кг U/кг ЕРР/год, удельный объем ступени $V_0/\delta U$ может быть сделан меньше $9,4 \cdot 10^{-3}$ (Т/273 P_0) м³/кг ЕРР/год (давление P_0 в атмосферах). Кроме того, из формулы (2.101) следует, что в примере, приведенном в этом разделе, время задержки в ступени не может быть больше 14с. Удельное газонаполнение имеет минимум при $P/P_c = 0$, $r = 0$ (идеальные пористые фильтры, истечение в вакуум).

Таблица 2.5.

Оптимальные давления P и P' для газовой диффузии

	$(E_1/\delta U)_{min}$		$(W_{is}/\delta U)_{min}$		$(V/\delta U)_{min}$		$(A/\delta U)_{min}$	
	Э. Ф.	Д. Б.	Э. Ф.	Д. Б.	Э. Ф.	Д. Б.	Э. Ф.	
P/P_c	0	0	0	1,207	1	1	0,5	
P'/P_c	0	0	0	0,5	0,5	0	0	
$r = P'/P_c$	0,266	0,285	0,285	0,414	0,5	0	0	
S	0,734	0,715	0,715	0,293	0,303	0,500	0,607	
$(\varepsilon^2_0/RT) (W_{is}/\delta U)$	5,12	5,11	5,11	21,4	22,7	∞	∞	
$(\varepsilon^2_0/RT) (E_1/\delta U)$	4,91	—	4,92	—	21,7	—	∞	
$(\varepsilon^2_0 P_0/RT) (V/\delta U)$	∞	∞	∞	48,5	45,3	∞	∞	
$(\varepsilon^2_0 P_c G) (A/\delta U)$	∞	∞	∞	34,4	45,3	8,33	11,32	

Примечание. Минимальные значения $W_{is}/\delta U$, $V/\delta U$, $A/\delta U$ и соответствующие значения S в столбца Д.Б. (данные Бенедикта) вычислены для разделительной эффективности пористых фильтров (2.49). Минимальные значения указанных величин и соответствующие им значения S в столбце Э.Ф. (экспоненциальная функция), вычисленные с помощью экспоненциальной функции для S , были приведены в формулах: (2.85), (2.89), (2.95), (2.100).

Оптимальные давления. Минимальные значения для $W_c/\delta U$, $E/\delta U$, $V/\delta U$, и $A/\delta U$, полученные по формулам (2.84), (2.87), (2.98), (2.100), приведены в табл. 2.5, где они сопоставлены с данными Бенедикта, вычисленными с применением аппроксимации разделительной эффективности фильтра по формуле вместо экспоненциальной функции. В этих двух случаях минимальные значения достигаются при совершенно различных давлениях. Зависимость $W_c/\delta U$, $E/\delta U$, $V/\delta U$ и $A/\delta U$ от P/P_c и от $r = P'/P$ показана на рис. 2.24, 2.26. При конструировании ступени значения этих характеристик ступени следует учитывать наряду с технологическими и экономическими ограничениями.

2.6.1. Многокомпонентные смеси

До сих пор рассматривались только бинарные смеси. В газодиффузионных заводах представляют интерес и процессы в смесях, содержащих более двух компонентов, например: перемещение легких неконденсируемых примесей в каскаде к его хвостовой части (извлечение примесей, очистка), распределение концентрации ^{234}U по заводу при использовании питания природного состава, распределение концентрации ^{236}U и даже ^{237}U на заводе, использующем питание, получаемое при регенерации топливных элементов (когда присутствуют изотопы U с малой концентрацией).

При молекулярной эффузии через отверстие рассматривая одни только кнудсеновские потоки, мы делаем первый шаг в теории разделения многокомпонентных смесей. Этот простейший закон разделения обеспечивает возможность обобщить на многокомпонентные смеси такие понятия теории ступени и каскада, как функция ценности, идеальные каскады, прямоугольные каскады, прямоугольно-ступенчатый каскад с несколькими отборами продукта.

Второй шаг мы делаем, учитывая в потоке каждого компонента смеси J_i составляющие, возникающие в результате взаимной диффузии всех компонентов, с соответствующими коэффициентами аккомодации на стенках пор. Таким способом получается система $n(n - 1)/2$ уравнений разделения $J_i/J_k = v_i/v_k$ для всех пар компонентов, содержащая члены, пропорциональные градиентам парциальных давлений PN_i и градиенту полного давления смеси P . В первом приближении, справедливом при удовлетворительных значениях эффективности S_{ij} , каждая пара компонентов удовлетворяет уравнению разделения компонентов смеси или для изотопов – с соответствующими значениями характеристического давления.

2.6.2. Устройство ступени

Компрессоры. В принципе на каждой ступени имеются два компрессора, восстанавливающих давление питания P при сжатии потоков обогащенной и обедненной фракций, извлекаемых из делителя при давлениях P' и $P'' < P$. Поскольку компрессоры представляют собой дорогостоящую часть оборудования ступени, следует рассмотреть некоторые возможности использования на каждой ступени только одного компрессора, предназначенного для повторного сжатия потока обогащенной фракции (см. рис. 2.26).

1. Обедненный поток может смешиваться с обогащенным потоком перед входом в компрессор после дросселирования давления P'' до P' в регулирующем вентиле (см. рис. 2.26, *a*). Потеря энтальпии (2.84) в этом случае будет пропорциональной полному потоку L , а не $L' = L/2$,

как в первом случае. Такое решение может быть принято для хвостовых ступеней каскада очень высокого обогащения, в которых межступенные потоки будут сравнительно малыми, так что увеличение потребления энергии будет стоить не слишком дорого.

2. В том же случае может быть принято решение установить два компрессора (см. рис. 2.26, б, где C_2 – вспомогательный подкачивающий компрессор).
3. Обедненный поток питает непосредственно боковой вход компрессора, производящего сжатие от P' до P'' (рис. 2.26, в). Потребление энергии будет минимальным (2.90), но с более сложным компрессором. Это решение выбирается для больших ступеней завода слабого обогащения.
4. Поток обедненной фракции смешивается с потоком обогащенной фракции после ее выхода из компрессора через эжектор. Потери энтальпии и разделительной мощности компенсируются экономией в стоимости благодаря применению одного перекачивающего компрессора вместо компрессора двойного потока, как использовано в американских проектах (см. рис. 2.26, г).

Система охлаждения. Теплообменник, помещенный на входе питания делителя (см. рис. 2.25, а), служит для охлаждения полного потока ступени. Однако потребление энергии будет меньше в том случае, когда теплообменник размещается на выходе обогащенной фракции из делителя, причем значения $L/\delta U$, $A/\delta U$ и $V/\delta U$ также будут меньше. Это второе решение представляет интерес в зависимости от соотношения между этими выгодами и увеличенными расходами на изготовление более сложного теплообменника низкого давления (см. рис. 2.25, б).

Делители. Выбор схемы диффузионного делителя – противоточной или со скрещенными потоками – определяется оптимальным отношением давлений, потерями энтальпии вследствие трения внутри делителя и сравнительной сложностью конструкции каждого делителя.

Как в случае скрещенных потоков, так и в противоточном делителе локальное обогащение $y(x) - \bar{N}(x)$ уменьшается вдоль пористого фильтра в направлении потока высокого давления x , так как средняя концентрация в этом потоке $\bar{N}(x)$ уменьшается от N до N'' . Для того чтобы свести потери разделительной мощности до минимума, отделение низкого давления в диффузионном делителе можно разделить по меньшей мере на две части перегородками, установленными перпендикулярно направлению потока высокого давления, с целью уменьшить потери разделительной мощности из-за смешивания фракций различного состава. Однако извлекаемые в отдельности обогащенные фракции следует направлять в различные ступени каскада. Такой картине межступенных

потоков соответствует несимметричный каскад, уже применявшийся Герцем в его первой газодиффузионной лабораторной установке. Эти каскады оказываются значительно сложнее простого симметричного каскада, и в них должны существовать потери разделительной мощности из-за смешивания, аналогичные потерям, выражаемым формулам (2.93), так как смешивание может быть исключено не во всех узлах (т. е. местах соединения потоков) каскада. Несимметричные каскады в газовой диффузии представляют интерес главным образом с точки зрения сокращения числа ступеней в каскаде вследствие увеличения коэффициента обогащения ступени.

В частности, диффузионный делитель может состоять из двух отдельных делителей, причем на питание делителя D_2 поступает поток обедненной фракции из делителя D_1 , а на вход питания делителя D_1 подается обогащенная фракция из делителя D_2 (см. рис. 2.28). Такое распределение потоков может быть реализовано в одной ступени в форме внутренней рециркуляции, и каскад из таких ступеней тогда будет симметричным. В такой ступени концентрации легкой фракции определяются путем решения системы семи уравнений: двух уравнений сохранения, аналогичных (2.24), (2.25), одного уравнения разделения, аналогичного (2.61), для каждого из делителей D_1 и D_2 , и одного уравнения сохранения для внутреннего узла между D_1 и D_2 , а именно:

$$\left. \begin{aligned} (N' - N_1)/(1 + k\theta - \theta) &= (N' - N_2)/(1 + k\theta) = (N_1 - N_2)/\theta; \\ N' - N_1 &= DF[\theta/(1 + k\theta)]; \\ (N_2' - N_2)/k\theta &= (N_2' - N'')/(1 + k\theta - \theta) = (N_2 - N'')/(1 - \theta); \\ N_2' - N_2 &= DF[k\theta/(1 + k\theta - \theta)]; \\ N_1(1 + k\theta) &= N + k\theta N_2'. \end{aligned} \right\} (2.102)$$

Здесь $D = \varepsilon_0 \overline{SZ} N(1 - N)$ и $F(\theta)$ определены формулами (2.61), а концентрации N, N_1, N_2' и коэффициенты деления k, θ показаны на рис. 2.28. Величина обогащения ступени $N' - N$ получается исключением других концентраций из этих семи уравнений. В случае $\varepsilon_0 \ll 1$ коэффициент обогащения ступени с делителем по схеме скрещенных потоков:

$$\alpha - 1 = \varepsilon_0 (1 - \theta) \left[\frac{1}{\theta_1} (\overline{SZ})_1 \ln \frac{1}{1 - \theta_1} + (\overline{SZ})_2 \ln \frac{2}{1 - \theta_2} \right], \quad (2.103)$$

где коэффициенты деления потоков в делителях D_1 и D_2 равны соответственно $\theta_1 = \theta/(1 + k\theta)$ и $\theta_2 = k\theta/(1 + k\theta - \theta)$.

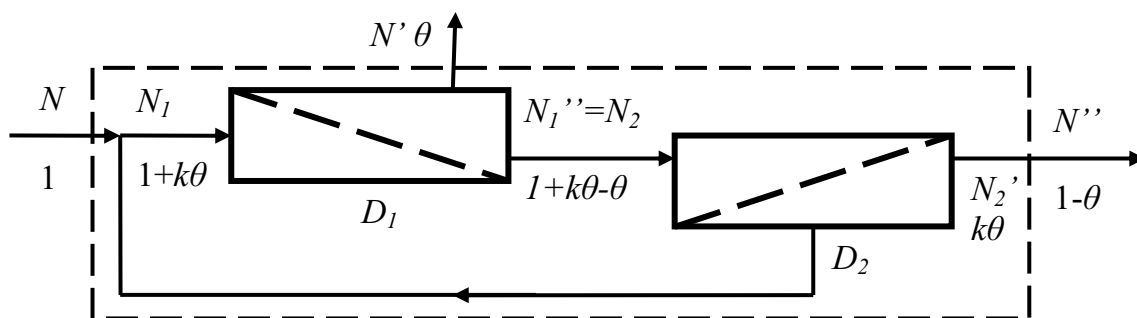


Рис. 2.28. Ступень с двумя делителями D_1 и D_2 :
показаны концентрации легкого компонента и значения потоков

Разделительная мощность ступени складывается из разделительных мощностей двух делителей, δU_1 и δU_2 , за вычетом потерь на смешивание во внутреннем узле; значения δU и коэффициента обогащения ступени ($\alpha - 1$), определяемого формулой (2.103), связаны между собой обычным соотношением (2.51). По сравнению со ступенью без внутренней циркуляции при тех же потоках питания L обогащенной $L\theta$ и обедненной $L(1 - \theta)$ фракций коэффициент обогащения ступени с циркуляцией увеличивается на 37,5 %, а разделительная мощность на 89 %, если $k = 1$ и $\theta = 0,5$. Однако возрастает и работа сжатия, так как поток питания и внутренний поток легкой фракции умножаются соответственно на $1 + k\theta = 1,5$ и $1 + k = 2$ при таком же потоке тяжелой фракции. Ступень с внутренней циркуляцией может представлять интерес, если выигрыш в коэффициенте обогащения дает преимущества, несмотря на увеличение работы сжатия и усложнения коммуникаций ступени. Исследование уравнений, описывающих стоимость делителя, компрессора и системы теплоотвода показывает, что схема с внутренней циркуляцией лучше подходит для ступеней средней и высокой концентраций изотопа в каскаде. Приведенные примеры показывают, как влияют характеристики ступени на выбор оптимальной конструкции диффузионной ступени, при котором следует учитывать также ограничения, накладываемые свойствами технологического газа UF_6 , соответствующую газодиффузионную технологию и экономические соображения.

2.7. Газодиффузионная технология

Газодиффузионный завод состоит из одного или нескольких прямоугольных каскадов. Каждый каскад делается из одинаковых ступеней, чтобы реализовать преимущества, вытекающие из более низкой стоимости при массовом производстве. Ступени каскада группируются в блоки, представляющие собой наименьшие группы ступеней, оборудованные блочными клапанами и байпасными линиями. Поэтому они

могут быть легко демонтированы из каскада (например, для ремонта). На известных заводах блоки содержали 5, 8, 10, 16 или 20 ступеней.

Газодиффузионный завод содержит следующие основные составные элементы:

1. Стандартные элементы каждого каскада, к которым относятся: делители, содержащие диффузионные фильтры, компрессоры и трубопроводы внутренних и внешних коммуникаций ступени, моторы, приводящие в действие компрессоры, теплообменники и система охлаждения для отвода теплоты сжатия, регулирующие и блочные клапаны.
2. Коммуникации между концевыми ступенями двух соседних каскадов, обеспечивающие ввод питающего газа, удаление потоков отбора и отвала в головной или хвостовой части завода, очистку от легких примесей в головной части завода.
3. Системы технологического контроля завода, собирающие информацию о давлениях, температурах и концентрациях технологического газа, а также рабочих характеристиках оборудования в каскадах.
4. Производственное здание завода и установки для пусковых и аварийных ситуаций для ремонта блоков или завода в целом.

2.7.1. Разновидности пористых фильтров

Объем контура с технологическим газом внутри газодиффузионного завода, спроектированного для заданной производительности, определяется уровнем давления газа внутри контура и полной площадью пористых фильтров. При заданной конфигурации и заданном КПД ступени уровень давления определяется значением характеристического давления P_c , обратно пропорциональным среднему радиусу пор \bar{a} . Полная площадь пористых фильтров обратно пропорциональна проницаемости фильтров, которая в свою очередь пропорциональна $\bar{a} \delta / l$, т. е. отношению произведения \bar{a} на δ к толщине фильтра l . Хорошие пористые фильтры должны иметь противоречивые характеристики: очень малый радиус (10 нм или меньше), по возможности самую высокую пористость и самую малую толщину, достаточную механическую прочность и чрезвычайно низкую химическую активность. Все эти характеристики необходимы, так как после установки пористых фильтров в диффузионный делитель внутренняя поверхность пор должна противостоять годами воздействию постоянного потока коррозионно-агрессивного гексафторида урана при наличии большого перепада давлений поперек фильтра. Пористый материал должен иметь геометрию хорошего катализатора, будучи химически инертным.

Строгие требования ограничивают выбор пористых материалов.

Пористые фильтры играли ключевую роль в технологии. Методы их изготовления и рабочие характеристики были в высшей степени засекреченными. Однако некоторые сведения о пористых фильтрах, созданных во время второй мировой войны в США и Великобритании, были опубликованы, равно как и сведения о пористых фильтрах, разработанных позднее в пилотном или лабораторном масштабе во Франции, в Италии, Японии и Швеции.

В качестве пористых материалов рассматривались металлы (Au, Ag, Ni, Al, Cu), окислы металлов (Al_2O_3 , керамика), фториды (CaF_2) или нитриды (Ni) и фторопласты (тефлон).

В зависимости от структуры пористые фильтры можно подразделить на два вида: пленочные, в которых поры протравливаются в первоначально непористой фольге, и агрегатные, в которых поры представляют собой пустоты, остающиеся при формировании под давлением (прессовании) тонких порошков или спекании.

В пористых фильтрах пленочного типа поры могут образовываться в результате удаления одного из компонентов мелкодисперсного сплава. Один из первых пористых фильтров с радиусом пор около 10 нм и плотностью пор 10^9 см^{-2} был получен в США путем вытравливания Zn соляной кислотой из сплава AgZn. Хорошие пористые фильтры получают вытравливанием Ag азотной кислотой из сплава 40 % Au и 60 % Ag. Этот способ применяется с XVII в. при изготовлении ювелирных изделий из золота.

Другой метод создания пор заключается в электролитическом травлении тонкой алюминиевой фольги (15–20 мкм) в серноокислотной ванне. При этом получают пористые фильтры из окиси алюминия. В этих фильтрах получают прямые цилиндрические поры, очень похожие на теоретическую модель длинных капилляров. Прочность может быть увеличена путем формирования алюминиевой фольги таким образом, чтобы при окислении в ней оставалось нечто вроде проволочной сетки, на которой удерживается разделяющий слой из окиси алюминия.

Пористые фильтры пленочного типа оказываются очень хрупкими. Крупные поры и трещины вдоль границ зерен в металлических сплавах уменьшают разделительную эффективность, а микроструктура зерен в прокатанных металлических местах подвержена коррозии в среде гексафторида урана. Пористые фильтры из анодированного алюминия также получают очень хрупкими.

Пористые фильтры агрегатного типа могут быть получены при спекании порошков. Первые газодиффузионные фильтры, которые выпускались в США в промышленном масштабе, имели, по-видимому, форму трубок, сделанных из спеченных никелевых порошков. Пористые фильтры на эксплуатировавшихся в газодиффузионных заводах

США имеют форму спеченных никелевых трубок, устанавливаемых с помощью трубных досок в цилиндрическом делителе так, что они образуют пучки трубок. В других странах были опубликованы отчеты об исследовательских работах по пористым фильтрам из спеченного никеля. Рассматривались также пористые фильтры из спеченных порошков окиси алюминия. Гомогенные фильтры агрегатного типа также оказываются хрупкими; трещины в них могут появляться вдоль прежних границ между частицами порошка. Наличие в исходном порошке наряду с прочими зерен большего размера или образование сгустков во время спекания может привести к увеличению размера пор. Неполное удаление связывающих веществ во время изготовления пористых фильтров может привести к коррозии.

Как возможное решение рассматривались сетки (решетки) из тонких проволок, получаемые методом литографии или гальванопластики. Такие сетки применялись главным образом для упрочнения структуры спеченных или прокатанных пористых фильтров. Сообщалось также о нанесении на проволочную сетку оксида или нитрида алюминия, распыляемых в электрическом разряде. Исследовалась также холодная прокатка политетрафторэтилового (тефлонного) порошка, смешанного со связующим агентом и нанесенного на проволочную сетку.

Разделяющий слой и опорный слой композитных пористых фильтров изготавливали из тех же материалов, которые применялись для производства гомогенных фильтров.

2.7.2. Исследования пористых фильтров

Исследования пористых фильтров проводят для разработки таких пористых фильтров, которые имели бы наивысшую проницаемость G и разделительную эффективность S при условии, что они удовлетворяют требованиям крупномасштабного промышленного производства и многолетней эксплуатации на разделительном заводе. Эти требования касаются механической прочности, устойчивости против коррозии, надежности и воспроизводимости результатов, и все они должны контролироваться путем соответствующих испытаний. Определение характеристик пористых фильтров производится обычными экспериментальными методами физики и химии пористых сред. Обзор основных методов, применяемых при проверке качества прототипов пористых фильтров, был сделан Шарпенем и др.

Структура. Обзор структурных характеристик пористого фильтра был сделан ранее. Пористость δ , удельная поверхность S_0 и гидравлический радиус пор $\bar{a} = 2\delta / S_0$ могут быть измерены методами адсорбции по Врунауэру, Эммету и Теллеру с применением азота или ксенона. Распределение пор по радиусам может быть определено некоторыми до-

полнительными методами: с помощью изотермы адсорбции Баррета-Джойнера-Халенды для конденсируемого газа, с помощью продавливания ртути, когда измеряются силы поверхностного натяжения, препятствующие проникновению в поры жидкой ртути, и с помощью измерения потоков. Структуру пор и распределение их по радиусам можно также анализировать на поверхностях фильтров или срезах (изломах или микроразрезах) с помощью сканирующего или обычного микроскопа и дифракции рентгеновского излучения при малых углах падения. Соответствующие изображения или дифференциальные картины дают информацию о структурном коэффициенте, распределении сужений пор и наличии слепых пор. Эта информация имеет существенное значение для сравнения реальных пористых фильтров с теоретическими моделями и для предсказания эффектов поверхностной диффузии.

Проницаемость. Измерения проницаемости пористых фильтров для газовой фазы производятся или стационарными методами, в которых давления P и P' поддерживаются постоянными, или же нестационарными методами, в которых разность $P - P' = \Delta P$ меняется со временем. Результаты измерений проницаемости пористых фильтров в широком интервале давлений и температур дают информацию о свойствах фильтра в различных режимах течения газа. Эти свойства можно сопоставлять со структурой фильтра, вводя эффективные радиусы пор, с помощью которых наблюдаемые характеристики фильтра в данном режиме течения сравниваются с теоретическими характеристиками некоторого идеального фильтра, в котором поры имеют форму длинного капилляра круглого сечения с диффузным отражением молекул от стенки. Например, эффективные радиусы пор для кнудсеновского (a_k) и пуазейлевского потока (a_p) будут иметь вид:

$$a_k = \bar{a} \beta_k; \quad a_p^2 = \bar{a}^2 \beta_p. \quad (2.104)$$

Пуазейлевский эффективный радиус a_p дает наиболее надежное представление о размерах пор при измерении проницаемости на моделях пор.

В формулах (2.104) для идеального фильтра выполняются равенства $a_k = a_p = \bar{a}$, где гидравлический радиус \bar{a} совпадает с обычным радиусом a . Эффективный радиус переходного потока a_m определяется по наклону кривой проницаемости $G(\bar{P})$ в зависимости от \bar{P} , если она линейна (как для всех промышленных пористых фильтров). Поскольку этот наклон $1/P_0$ пропорционален $\bar{a} \beta_p / \beta_k$, то:

$$a_T = \bar{a} \beta_p / \beta_k = a_p^2 / a_k. \quad (2.105)$$

Если проницаемость $G(\bar{P})$ не линейна относительно P , то значение $a_T = \bar{a}\beta_p / \beta_s$ будет определяться наклоном асимптоты к $G(\bar{P})$ при $\bar{P} \rightarrow \infty$. Радиус a_T , определенный из проницаемости, следует подставлять в формулу для определения P_0 вместо обычного радиуса a , если пористый фильтр отличается от модели длинных капилляров. Указанные выше эффективные радиусы пор вместе с другими эффективными радиусами, получаемыми методами адсорбции измерения пористости, рентгеновской дифракции и электронной микроскопии, могут быть использованы для определения структуры при испытаниях качества прототипов пористых фильтров. Они могут быть использованы для предсказания результатов опытов по разделению.

Разделительная эффективность. Значения разделительной эффективности и соответствующего ей эффективного радиуса пор вычисляются по формуле (2.27) для коэффициента деления ступени α^* , его значение α^* измерено в опытах по обогащению. Концентрации N и N' или лучше N и N'' , газовой смеси на входе в диффузионный делитель, содержащий фильтр, и на выходе из него измеряются с помощью масс-спектрометра (для изотопной смеси) или с помощью фракционной конденсации (для смеси N_2 - CO_2 или H_2 - CO_2). Если испытываемый диффузионный делитель изготовлен по схеме со скрещенными потоками, то измеренный коэффициент обогащения ступени $(\alpha^* - 1)$ будет пропорционален разделительной эффективности пористого фильтра S . Для того чтобы исключить коэффициент рэлеевской дистилляции $F(\theta)$ и коэффициент перемешивания Z , коэффициент обогащения $(\alpha^* - 1)$ необходимо измерять при нескольких значениях коэффициента деления потоков в делителе G и при нескольких значениях расхода питания L ; затем значение $(\alpha^* - 1)$ экстраполируется к $\theta = 0$ и $Z = 1$. Обе экстраполяции можно производить одновременно для заданных значений T , P и P' при изменении одного только потока L , для которого задается несколько фиксированных значений L_k . Соответствующие им измеренные значения коэффициента деления потоков θ_k . (причем вес $\theta_k < 0,1$) и измеренные значения $(a_k^* - 1)$ используются для вычисления ψ_k , определенных формулой (2.69):

$$\psi_k = \left[(a_k^* - 1) / (a_0 - 1) \right] \left[(a_0 / a_k^*) \right] \left[1 / F(\theta_k) \right] = \bar{Z}\bar{S} \cong \bar{S} - C\bar{S}X_k. X_k = (Re_k)^{-0,746}. \quad (2.106)$$

В соответствии с уравнением (2.106) ψ_k – линейная функция X_k , и средняя разделительная эффективность фильтра \bar{S} определяется отрезком, отсекаемым на оси ординат кривой $\psi(X)$ на графике, изображающем ψ_k как функцию X_k . Уравнение (2.106) – простое следствие

из формул (2.32), (2.52) для коэффициента перемешивания и формулы (2.69) для коэффициента разделения, потому что число $Ra \approx \theta d Re / 4D$ мало при малых θ , среднее значение $\overline{Z S}$ может быть приближенно заменено значением $Z S$ на полудлине фильтра ($x=D/2$), а число Рейнольдса в формуле (2.49):

$$Re(D/2) = (1 - \theta/2) Re_0. \quad (2.107)$$

В соответствии с формулой (2.49) C означает постоянный множитель, который может быть определен из графика (X, ψ).

Наклон графика, изображающего S/S_0 как функцию переменного давления P , дает значение характеристического разделительного давления пористого фильтра P_c , а тем самым значение гидравлического радиуса пор в фильтре \bar{a} по теоретически выведенным уравнениям для гексафторида урана.

Для изотопной смеси (с числом Шмидта $Sc = 3/4$), выведенным для испытываемого фильтра и длинного капилляра, можно ввести эффективный радиус пор для разделения изотопов a_s используя наклон $1/P_c$ графика разделительной эффективности S :

$$a_s = \bar{a} [3\pi(\beta_p/\beta_k) + 64\beta_k] / (3\pi+64) = (3\pi a_t + 64a_k) / (3\pi+64). \quad (2.108)$$

Таким образом, разделительный радиус a_s теоретически имеет вид линейной комбинации радиусов a_t и a_k , измеренных по проницаемости. Уравнение (2.108) можно использовать для установления соответствия между результатами измерения разделительной эффективности и проницаемости. Разделительный радиус a_s следует подставлять в формулу для расчета P_c вместо a , если пористый фильтр по структуре отличается от длинных капилляров.

Наблюдаемые для заданного пористого фильтра значения P_c или a_s на практике зависят от газовой смеси, даже с учетом закона подобия. Если применяется газовая неизотопная смесь, например N_2 - CO_2 , причиной этой зависимости может быть различие диаметров молекул или коэффициентов аккомодации. Независимо от того, какая применяется смесь (изотопная или нет) на результаты может повлиять поверхностная диффузия.

Разделительная эффективность пористых фильтров должна быть, конечно, проверена в опытах по изотопному разделению гексафторида урана. Поскольку обогащение при этом мало, необходимо изготовить небольшие каскады, работающие в безотборном режиме, для умножения обогащения, получаемого на одной ступени. В печати сообщалось, что лабораторные пилотные каскады для испытания пористых фильтров работают в США (12 ступеней), Франции (каскад из 16 ступеней), Японии (каскад из 13 ступеней).

Испытания пористых фильтров на UF_6 достаточно сложны и потому их проводят в последнюю очередь. Прототипные пористые фильтры испытывали на изотопных смесях благородных газов, например на смеси изотопов ^{20}Ne и ^{22}Ne или ^{36}Ar и ^{40}Ar . Простое соотношение пропорциональности (2.61) между коэффициентом обогащения ступени (a^*-1) и разделительной эффективностью пористых фильтров S здесь неприменимо, так как идеальный коэффициент разделения a_0 в этом случае недостаточно близок к единице. Поэтому вместо (2.61) должно применяться уравнение (2.69). Критерием подобия для давлений P , P' и температуры в случае работы на аргоне и UF_6 является соотношение:

$$\frac{P}{P_c} = const \left[\frac{P\sqrt{M}}{h\sqrt{T}} \right], \quad (2.109)$$

где P_c – характеристическое давление фильтра, η – коэффициент пропорциональности между P_c и \sqrt{T} .

2.7.3. Компрессоры

Для работы на гексафториде урана были созданы или разработаны насосы и компрессоры различного типа.

1. Одной из простейших перекачивающих систем для очень низких расходов может быть установка с замкнутым контуром, в которой используется конденсация и испарение гексафторида урана. Эта установка подходит для лабораторных исследований проницаемости пористых фильтров или коррозии образцов материалов. Поршневые насосы с сильфонным или мембранным уплотнением хорошо работают при несколько более высоких расходах, применяемых при определении качества пористых фильтров и при испытаниях приборов. Они работают в широком интервале степеней сжатия (от 1 до 15 и более).

2. Для малых расходов, например, в головной части высокого обогащения используют герметичные компрессоры со специальными газовыми подшипниками для UF_6 . Они могут быть снабжены центробежным рабочим колесом и ротором, приводимым в действие извне.

3. Для умеренных расходов газа во время второй мировой войны были разработаны и использованы на первом Оак-Риджском заводе довольно сложные многоступенчатые центробежные компрессоры. Для сжатия обедненного потока предлагалось использовать вентиляторы. Центробежные дозвуковые компрессоры применяют также в очистительных каскадах и на ступенях среднего размера на американских заводах. Во Франции изучали машины с двойным всасыванием. Центробежные сверхзвуковые компрессоры имеют степень сжатия, равную восьми, с одним рабочим колесом.

Полного отделения гексафторида урана от смазки подшипника можно достичь при подаче азота под избыточным давлением вдоль вала компрессора и между валом и масляным подшипником, а также с помощью специального вращающегося уплотнения, ограничивающего натекание азота в UF_6 до величины менее 10^{-4} г/с.

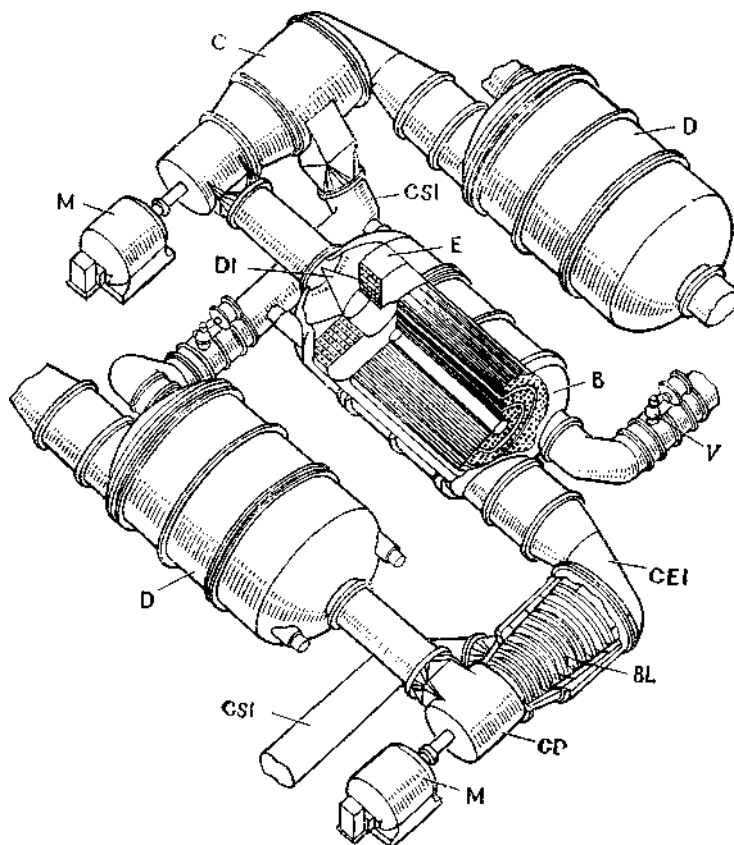
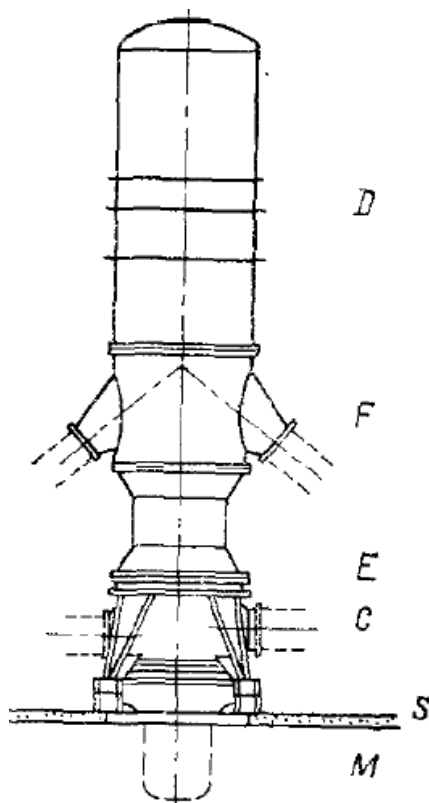


Рис. 2.29. Составные элементы большой ступени действующего завода США [3.230]: B – пористые трубчатые фильтры длиной 2,95 м; BI – лопатки компрессора; C – компрессор; CD – выход из компрессора; CEI – вход низкого давления в компрессор (обогащенный газ); CSI – боковой вход в компрессор (обедненный газ); D – делитель; DI – вход в делитель; E – теплообменник; M – электродвигатель компрессора; V – регулирующий клапан

4. При очень высоких расходах газа, например, в ступенях больших заводов используют более эффективные многоступенчатые осевые компрессоры. Вал ротора может быть горизонтальным (см. рис. 2.29) или вертикальным (см. рис. 2.30). Поэтому конструкция диффузионной ступени зависит от этого выбора. Коэффициент полезного действия самого компрессора может быть 0,75–0,85, а КПД двигателя можно повысить до 0,96. Защиту технологического газа от натекания можно обеспечить с помощью специального вращающегося уплотнения с долгоживущей специальной

прокладкой (ресурс свыше 50 000 ч). Контур с технологическим газом на время замены прокладки может быть изолирован извне с помощью затвора. Фирма «Евродиф» использовала сверхзвуковые осевые компрессоры ввиду их более высокого объемного расхода, несмотря на то, что дозвуковые осевые компрессоры имеют несколько больший КПД.



*Рис. 2.30. Ступень европейского завода в Трикастене:
 С – компрессор; D – делитель; E – теплообменник и вход в делитель;
 F – выход обогащенного и обедненного потоков; M – электродвигатель
 компрессора; S – бетонный фундамент ступени)*

Степени сжатия для обогащенного и обедненного потоков газодиффузионной ступени P/P' и P/P'' различаются. Для потока обогащенной фракции принципиально необходимо использовать компрессор с высокой степенью сжатия. Давление же обедненного газа P'' можно повысить до более высокого давления на питании с помощью вентилятора или эжектора. Оно может также быть понижено до P' , соответствующего обогащенной фракции, дросселированием газа через дроссельный клапан (который одновременно может выполнять функцию регулирования). Такое решение удваивает потребление энергии и может применяться только в головных ступенях каскада высокого обогащения.

Для сжатия как обогащенного, так и обедненного потока в больших ступенях каскада применяют только один компрессор с двумя отдель-

ными входами всасывания. Эти входы всасывания располагаются на различных ступенях сжатия; в осевом компрессоре вход всасывания обедненного газа расположен сбоку, после первого рабочего колеса. Регулирующий клапан на потоке обедненного газа может быть встроен в компрессор в виде специальных направляющих лопаток для предотвращения тепловыделения в дросселирующем вентиле при пропуске очень большого потока газа. В секции высокого обогащения на заводе в Портсмуте и в недавних американских проектах применяется компоновка в виде групп из трех или четырех ступеней внутри блока из 12 (или 16) ступеней. Причем в каждой группе имеется только один компрессор с двумя входами всасывания и один компрессор полного расхода (см. рис. 2.26, в); циркуляция обогащенного потока в остальных двух (или трех) ступенях обеспечивается компрессорами с одним входом всасывания, обедненный же поток примешивается (см. рис. 2.26, г) к соответствующему обогащенному потоку (блочная-групповая схема).

Компрессоры для межкаскадных коммуникаций должны отличаться от компрессоров ступеней, имеющих два входа всасывания. Компрессор ступени в секции обогащения должен пропускать полный расход $L = 2L' - P$ при коэффициенте деления потоков $\theta = L'/L - 1 / (2 - P/L') \approx 0,5$. Компрессор головной ступени каскада A , расположенный рядом с коммуникацией, идущей на каскад B , пропускает полный расход $L = (L'_A + L'_B - P)$ при коэффициенте деления потоков $\theta = L'_B / (L'_A - L'_B - P) \approx 1/3$ (если межступенный поток в каскаде B вдвое меньше, чем в каскаде A). Аналогично, компрессор хвостовой ступени в каскаде B должен работать с таким же полным расходом $(L'_A - L'_B - P)$, но при коэффициенте деления потоков $L'_A / (L'_A - L'_B - P) \approx 2/3$. Поэтому более простым решением в такой ситуации может быть применение двух отдельных подкачивающих компрессоров на обеих фракциях – обогащенной и обедненной.

2.7.4. Другие компоненты заводов

Делитель. Конструктивно делитель, содержащий пористые фильтры, имеет сходство с хорошо известным теплообменником – трубчатые или плоские пористые фильтры располагаются в делителе совершенно таким же образом, как трубки или пластины в теплообменнике.

Система теплоотвода. Конструкция холодильника или теплообменника должна обеспечивать отвод теплоты адиабатического сжатия либо из потока питания при высоком давлении (как в существовавших промышленных заводах), либо из потока обогащенного газа при низком давлении (как в проектах более поздних заводов) (см. рис. 2.26). В обоих случаях низшая температура T_0 должна быть достаточно высокой во избежание опасности конденсации UF_6 , точка $P, (T_0)$ на диаграмме со-

стояния гексафторида урана должна располагаться значительно ниже кривой давления пара $P_v(T_0)$ (см. рис. 2.1).

На всех заводах США в качестве хладагента применялся фреон R-114 (тетрафтордихлорэтан, $CClF_2-CClF_2$), который имеет точку кипения $3\text{ }^\circ\text{C}$ при атмосферном давлении. Поскольку давление паров хладагента всегда находится на уровне нескольких атмосфер, гексафторид урана не проникает в холодильник. Хладагент фреон R-114, будучи инертным, не реагирует с UF_6 и с конструкционными материалами контура технологического газа. Течь из холодильника не может повредить гексафториду урана или пористым фильтрам. Теплота, передаваемая от сжатого газа, вызывает кипение хладагента. Пары охлаждающей жидкости отводятся по трубкам через ловушку к установленному наверху конденсатору, где их энергия передается охлаждающей воде, а сконденсировавшийся жидкий хладагент стекает в газоохладитель под действием силы тяжести. Вода направляется в обычную градирню. Такая система охлаждения с двойным контуром преследует и другую цель: она предотвращает опасность самопроизвольной цепной реакции в тех секциях завода, в которых имеется высокая концентрация ^{235}U . Фреон-114 не содержит водорода в отличие от воды и поэтому не будет замедлять нейтроны при случайном смешивании технологического газа с хладагентом. Вторичный контур водяного охлаждения используется также для отвода тепла из системы масляного охлаждения двигателей компрессора.

На заводе «Евродиф» для охлаждения применяли воду. Конструкция теплообменника исключала возможность протекания воды в технологический контур через дефектные сварные швы. Нагретая вода также направляется на градирни. Охлаждающие трубки холодильника могут быть биметаллическими, как в нефтяной промышленности: стальная со стороны воды трубка изнутри покрыта легким сплавом со спиральными канавками, так что со стороны гексафторида урана эффективная поверхность ее больше, поскольку UF_6 имеет довольно низкую теплопроводность. Такая конструкция предохраняет от возникновения самопроизвольной цепной реакции при случайном смешивании воды с гексафторидом урана. Другая мера предосторожности состоит в добавлении к охлаждающей воде соли бора, имеющей большой коэффициент поглощения нейтронов.

На заводах США делитель и холодильник размещались в одном корпусе (см. рис. 2.30).

Система подачи и извлечения UF_6 . Гексафторид урана поставляется заводами по его производству в цилиндрических контейнерах. Контейнер нагревается в десублимационном блоке, который представляет собой ав-

токлав, работающий при температуре выше тройной точки. После расплавления твердого UF_6 блок подключается к выходу питания завода. Жидкий UF_6 испаряется, а скорость испарения регулируется с помощью дроссельного вентиля. На заводе работают поочередно два автоклава, поскольку в трассу питания желательнее подавать непрерывный поток.

Установки для извлечения отборного и отвального продукта в основном одинаковы. Технологический газ направляется из каскада в конденсатор с помощью ряда центробежных компрессоров, осуществляющих сжатие, и ожижается при температуре выше тройной точки. Жидкий UF_6 затем переливается из конденсатора в контейнер, который подвергается охлаждению, чтобы перевести UF_6 в твердое состояние. Несконденсировавшиеся газы в потоке отбора (или отвала) либо возвращаются в каскад, либо выбрасываются вакуумными механическими насосами в атмосферу через химические ловушки с активированной окисью алюминия, поглощающей фтористые соединения. Эти установки контролируются таким образом, чтобы они работали непрерывно.

Аналогичные установки сооружаются для эпизодической подачи и извлечения UF_6 на уровне блоков. Они используются при пуске завода, при ремонте блоков и при некоторых изменениях программ производства, связанных с включением нескольких потоков питания или отбора.

Очистка от примесей легких газов. Технологический газ может содержать газообразные легкие примеси, которые концентрируются в головной части каскада в результате газодиффузионного разделения. Надежное удаление этих примесей достигается с помощью очистительного каскада. Гексафторид урана освобождается от легких примесей при диффузии через очистительные ступени и затем возвращается в газовой фазе в каскад завода. В США очистительные каскады содержат 78 ступеней в Оак-Ридже и по 60 ступеней в Падьюка и Портсмуте. Они расположены на отборе головного технологического каскада и оборудованы центробежными компрессорами нескольких типов, приспособленными для работы при показателе адиабаты γ от 1,067 (UF_6) до 1,4 (воздух). На отборе заводов Франции очистка производилась путем частичной конденсации. При этой очистке UF_6 в потоках отбора и отвала конденсируется в твердое и жидкое состояние, а затем испаряется и возвращается в технологический каскад.

Неконденсируемые примеси, удаляемые из технологического каскада, в основном содержат азот из уплотнений компрессоров. Они выбрасываются в атмосферу после очистки от фтористых соединений в химических ловушках.

Конструкционные материалы завода и требования к условиям эксплуатации. Материалы должны быть устойчивыми против коррозии.

онного воздействия фторирующих агентов. При комнатной температуре можно применять низколегированные стали (в контейнерах для гексафторида урана), при умеренной температуре – нержавеющей сталь. Отличную стойкость при более высокой температуре имеют сплавы никеля (монель), большинство сплавов меди и легких сплавов, богатых алюминием. Легкие сплавы широко использовались на заводе в Пьерлатте. Однако для оборудования больших размеров более дешевыми могут оказаться стали с покрытием из никеля или алюминия. В США применялось гальваническое никелирование, а в Трикастене (Франция) работал большой завод, производящий химическое никелирование. К хорошим материалам относятся сильно фторированные пластики, например тефлон (политетрафторэтилен) или политрифторметан.

Поверхность деталей оборудования должна подвергаться полировке и тщательной очистке, чтобы уменьшить эффективную площадь контакта с UF_6 и удалить следы смазки или других примесей. Здание для очистки и дезактивации оборудования содержит установки для химической очистки всех материалов перед их применением, а также установки для извлечения и регенерации радиоактивных материалов из оборудования, демонтированного с завода.

Одна из наиболее важных проблем, возникающих при проектировании и строительстве газодиффузионного завода, связана с необходимостью обеспечить почти полное устранение натечки воздуха внутрь оборудования. Необходимо проверять на вакуумную плотность каждый элемент оборудования, а также каждую ступень или каждый блок после сборки. Испытания на вакуумную плотность производятся методом гелиевой масс-спектрометрии, разработанным для обнаружения течей на гексафторидных заводах в начале 1940-х годов. Например, гелий вводится в испытуемый элемент оборудования изнутри, и течь обнаруживается благодаря появлению линии гелия в масс-спектре внешней атмосферы. Используются и другие методы поиска течей. При испытаниях на вакуумную плотность необходимо производить откачку установок мощными диффузионными насосами, работающими на фторированных маслах. Измерения вакуумной плотности элемента оборудования после его откачки производятся путем периодической регистрации приращения давления пробного газа, просачивающегося туда извне. Поскольку для данной течи это приращение давления обратно пропорционально внутреннему объему испытуемого элемента, то единицу натекания, которая не зависит от этого объема, можно определить как приращение в единицу времени произведения внутреннего объема на измеряемое давление. Единицей натекания служит $\text{мкм рт.ст}\times\text{л}\times\text{с}$ (или $\text{мм рт.ст}\times\text{л}\times\text{с}$). К вакуумной плотности всех узлов контура с технологическим газом

предъявляются очень жесткие требования, а именно натечка воздуха не должна превышать 10^{-4} мкм рт.ст×л×с. до монтажа и нескольких единиц, умноженных на 10^{-4} мкм рт.ст×л×с, для контура в целом.

Такие низкие скорости натекания достигаются благодаря применению специальных уплотнений между фланцами монтируемого оборудования. Композитные металлические уплотнения, разработанные для завода в Трикастене, изготавливали в виде твердого сердечника тороидальной спиральной пружины, покрытого тонкой мягкой оболочкой из меди и алюминия. Такая оболочка обеспечивала желаемую степень уплотнения между тороидальным сердечником и двумя фланцами при сжатии. Мелкие трещины на поверхностях фланцев заполняли при деформации оболочки. Вакуумная плотность таких уплотнений соответствует скорости натекания воздуха не более 10^{-5} мкм рт.ст×л×с. Такие уплотнения позволяют получать вакуумно-плотное по отношению к гелию соединение металлов различной природы, таких как сталь и легкий сплав, которые могут иметь различную шероховатость поверхности.

Все элементы оборудования завода должны быть изготовлены в натуральную величину и проверены в работе перед их промышленным производством. Единственным смелым и удачным исключением из этого правила был первый завод в Оак-Ридже, который строился в условиях недостатка времени.

Меры ядерной безопасности. При проектировании каждого элемента оборудования завода для разделения изотопов урана или пристроенного к нему завода необходимо выбирать геометрическую форму и размеры таким образом, чтобы предотвратить возникновение самопроизвольной цепной реакции как в рабочем состоянии, так и при остановке. Критическая масса не должна образовываться нигде как для смесей UF_6 с замедлителем нейтронов (например, с водой), так и для конденсированного чистого UF_6 . Требования безопасности по отношению к возникновению критической массы не накладывают особенно обременительных ограничений на элементы оборудования (за исключением системы теплоотвода) разделительного завода, спроектированного для получения урана сравнительно низкого обогащения, используемого в качестве топлива ядерных реакторов.

Временное хранение UF_6 . Для перекачки технологического газа из диффузионных блоков в большие емкости, где он может конденсироваться (испаряться), необходимы специальные установки.

Для обслуживания или ремонта ступени применяются подвижные установки откачки и хранения. Блок сначала изолируется от каскада и перед вскрытием системы из него удаляются малейшие следы UF_6 с по-

мощью повторения цикла операций откачки и напуска сухого воздуха. При этом предотвращаются потери технологического газа, образование порошкообразных фторидов урана и забитие пористых фильтров.

Необходимо также предусматривать меры на случай возникновения критических ситуаций, например частичного или полного прекращения работы разделительного завода при внезапном отключении электроэнергии. На этот случай вдоль каскада должно быть установлены емкости, чтобы можно было избежать слишком больших потерь работы разделения из-за смешивания газа с различным изотопным составом и чтобы откачать технологический газ из блоков прежде, чем он сконденсируется в порах фильтров. Решение о том, строить или не строить такие громоздкие аварийные установки, принимается с учетом местных условий надежного снабжения электроэнергией, например наличия построенных в данном месте электростанций, или наличия поблизости мощной энергетической сети, или заключения надежных контрактов с соседними энергетическими предприятиями на первоочередное снабжение в случае отключения электроэнергии.

Другие вспомогательные установки завода. На площадке газодиффузионного завода предусматривается также место для установок и зданий, обеспечивающих технологический процесс. К ним относятся:

- административные здания,
- электрические подстанции и распределительные щиты,
- установки для химической очистки оборудования перед его монтажом, для дезактивации изъятых из технологической линии оборудования и регенерации радиоактивных продуктов,
- помещения для оснащения делителей пористыми фильтрами и испытаний собранных делителей,
- установки для получения сухого газообразного азота (применяемого в уплотнениях компрессоров и при производстве жидкого азота) и сухого воздуха (применяемого при испытаниях и монтаже элементов оборудования),
- установки для ремонта оборудования,
- система оборотного водоснабжения,
- установка водоподготовки,
- паропроизводящая установка (для нагревания технологического оборудования перед пуском и для других целей),
- установки для сбора обогащенных продуктов,
- склады оборудования,
- площади для переработки отходов (отстойные пруды, места захоронения, система ливневой канализации).

На заводе США с разделительной мощностью $8,75 \times 10^6$ кг ЕРР/год использовались следующие ресурсы: 2400 МВт электрической энергии, 55 000 т/год угля (паропроизводящая установка), 680 м³/год газолина, 3400 м³/год воды (700 для охлаждения и 2700 для получения пара).

2.8. Технологический контроль на заводе

Пуск. Новый завод вводится в действие постепенно, блок за блоком. Перед пуском блок и межблочные коммуникации до ближайших отсекающих блочных клапанов проверяются на вакуумную плотность. Блок нагревается до достаточно высокой температуры (см. рис. 2.18), чтобы устранить опасность конденсации UF₆ внутри технологического контура, который пассивируется фторирующим газом (фтором или трифторидом хлора). Затем блок заполняется гексафторидом урана до уровня, соответствующего установившемуся режиму, и двигатели компрессоров запускаются на полную мощность.

Внутри блока стационарное распределение давлений в ступени устанавливается через несколько минут. Время установления стационарного распределения давлений определяется временем задержки ступени, которое равно среднему времени прохождения через ступень каждой отдельной молекулы UF₆ и которое может быть вычислено по величине газонаполнения (газосодержания) ступени в стационарном состоянии.

Время установления стационарного профиля концентраций изотопов в блоке оказывается значительно больше, и в действительности именно оно определяет продолжительность пуска завода. Бенедикт описывает процедуру пуска, имеющую целью свести к минимуму время пуска завода, в течение которого достигается стационарное состояние:

- 1) сначала завод заполняется технологическим газом в количестве, соответствующем стационарному состоянию;
- 2) затем завод начинает работать в безотборном режиме без подачи питания или извлечения газа до тех пор, пока концентрация хвостовой ступени завода не достигнет значения N_w , предусмотренного схемой эксплуатации;
- 3) включается питание завода и выводится отвалный продукт с концентрацией N_w без вывода отборного продукта до тех пор, пока в головной секции завода не установится стационарное распределение;
- 4) отбор продукта начинается только через некоторое время, соответствующее установлению равновесного состояния завода.

Другой анализ пускового периода был проделан Коэном. Переходный процесс в блоке во время пуска можно использовать также для экспериментального определения коэффициента разделения ступени.

При удельном газосодержании ниже 0,1 кг U EPP/год и времени задержки ступени менее 10 с длительность пускового периода газодиффузионного завода, производящего из природного сырья уран, обогащенный до 4 % по ^{235}U и отвал с концентрацией 0,25 %, составляет 1–2 мес.

Стационарная эксплуатация. Цель технологического контроля состоит в поддержании качества запланированной продукции при минимальных потерях работы разделения вследствие случайного смешивания и тем самым при минимальных эксплуатационных расходах.

Для достижения этой цели полные потоки P и W обогащенного и обедненного U через головную и хвостовую ступени должны поддерживаться на их оптимальном уровне. Это осуществляется с помощью одновременного поддержания постоянства распределения концентраций изотопов, газонаполнения завода и количества UF_6 , вводимого на завод и выводимого из него. Такое поддержание постоянства достигается регулированием потоков. Межблочные потоки поддерживаются путем регулирования давления перекачивающего компрессора. Поскольку время установления равновесных концентраций в блоке значительно превосходит время задержки блока, газодинамические возмущения устраняются указанным способом прежде, чем успевают накопиться значительные отклонения концентрации изотопов.

Новая программа. Если изменяется производственная программа, то должно установиться новое распределение концентраций изотопов. Переход к нему на действующем заводе осуществляется введением в блоки или отбором из блоков в соответствующих каскадах завода обогащенного UF_6 в необходимом количестве и с необходимой концентрацией, т. е. использованием в полной мере гибкости завода.

Аварийные ситуации. Система технологического контроля должна справляться с непредвиденными событиями. Оператор узнает о нарушениях с помощью информации, приходящей на щиты контрольного помещения от контрольных приборов ступени, блока и каскада. Например, «пульсация» компрессора может быть обнаружена по быстрым изменениям давления газа и нагрузки двигателя, а также по звуку – переменяющемуся пронзительному визгу, отличающемуся от звуков при пуске и торможении.

Необходимость остановки блока может возникнуть из-за ремонта или по другим причинам. В этих случаях блок изолируют от каскада блочными клапанами, а непрерывность межблочных потоков в каскаде обеспечивают открыванием байпасных задвижек на связывающих трубопроводах. Газ, содержащийся в блоке, на время отключения ступени переводят в запасной ресивер, где его хранят до следующего пуска. Если газ остается в блоке, то это не влияет на давление в каскаде, но рас-

пределение концентраций изотопов в каскаде начинает испытывать возмущения вследствие некоторого увеличения смешивания и сокращения числа работающих блоков.

Если одна из установок, питающих завод или извлекающих из него отбираемый продукт, должна быть выключена, то все другие такие установки также должны быть отключены и работа завода должна продолжаться в безотборном режиме, с постепенным нарастанием концентрации ^{235}U в головной секции.

При загрязнении технологического газа в результате течи необходимо улавливать легкие примеси, возможно, в блоке, расположенном ближе к головной части каскада. Этот блок изолируют, очищают и ремонтируют.

В табл. 2.6 приведены данные по надежности технологического оборудования заводов США. Полупериоды жизни элементов оборудования определяются методами статистического анализа отказов.

Охрана окружающей среды. Газообразные, жидкие и твердые отходы газодиффузионного завода при нормальной его эксплуатации подвергаются тщательному контролю на возможное присутствие в них урана, а также фторсодержащих соединений и других химикатов. Изучают последствия аварий всех элементов оборудования завода и возможных случайностей (землетрясения, падения самолета). После подробного изучения национальными властями были изданы и введены в действие строгие постановления по охране окружающей среды.

Таблица 2.6

*Надежность технологии газовой диффузии.
Данные об отказах элементов оборудования
действующих заводов США*

Элемент оборудования	Среднее время работы между отказами, год	Скорость замены, %/год
Компрессоры осевые	20	3
Компрессоры центробежные	50	2
Делители	250	0,4
Двигатели	60	1,7
Уплотнения валов	9	11
Блочные задвижки	100	1
Регулирующие клапаны	250	0,4
Газохолодильник	350	0,3
Конденсаторы хладагента	60	1,7

2.9. Первые разделительные заводы США

Данные о капиталовложениях в технологические здания и потреблении электроэнергии для трех заводов США приведены в табл. 2.7, 2.8.

Оак-Ридж. Первый газодиффузионный завод, построенный в 1943–1945 гг. и расположенный в U-образном здании К-25, производил уран, обогащенный ^{235}U более чем до 90 %. Его разделительная мощность была повышена в 1946 г. вводом в действие здания К-27. В обоих зданиях были установлены центробежные компрессоры.

Осевые компрессоры, работавшие в больших ступенях зданий К-31 и К-35, были испытаны в здании К-29. Все эти здания, связанные между собой трубопроводами, образовывали объединенный завод из 5100 ступеней, способный производить конечный продукт с концентрацией 97,65 % по ^{235}U . В дополнение к этим технологическим зданиям, предназначенным для процесса разделения, в Оак-Ридже имелся завод для изготовления пористых фильтров, а также осуществлялся анализ эксплуатации и основная часть исследований и разработок для всего газодиффузионного комплекса США. Часть завода, расположенная в зданиях К-25 и К-27, была закрыта. Завод в Оак-Ридже эксплуатировался компанией «Юнион Карбайд» для правительства США.

Таблица 2.7

Данные о технологических зданиях газодиффузионных заводов США

Завод	Здание	Число ступеней	Площадь		Год завершения
			полная, га	ступени, м ²	
Оак-Ридж	К-25 ^{1,2}	3024	16,2	54	1945
	К-27	540	3,5	64	1946
	К-29	300	2,7	90	1951
	К-31	600	6,9	115	1951
	К-33	640	13,1	205	1954
Падьюка	С-310 ²	60	0,5	87	1953
	С-331	400	4,7	117	1953
	С-333	400	4,7	117	1954
	С-335	480	10,0	208	1953
	С-337	472	10,0	208	1954
Портсмут	Х-326 ^{1,2}	2340	11,0	47	1956
	Х-330	1100	13,0	118	1955
	Х-333	640	13,3	208	1955
Всего		10996	109,8		

Примечания: 1. Здания К-25 и Х-326 содержали ступени нескольких размеров. Другие здания содержали ступени одного размера, причем ступени двух наибольших размеров одинаковы на всех трех заводах.
2. Здания, содержащие очистительные каскады из 78 (К-25) или 60 ступеней (С-310, Х-326).

Таблица 2.8

*Потребление электроэнергии W_e (МВт),
разделительная мощность ΔU (млн кг ЕРР/год),
удельное потребление электроэнергии $W_e / \Delta U$ (кВт-ч/кг ЕРР),
капиталовложения I (млн долл.), удельные капиталовложения $I / \Delta I$
[долл/(кг ЕРР/год)] и число ступеней для трех действующих
газодиффузионных заводов США (за исключением зданий К-25 и К-27)*

Завод	W_e	ΔU	$W_e / \Delta U$	I	$I / \Delta I$	s
Оак-Ридж	1650	4,73	3045	529	112	1618
Падьюка	2550	7,31	3050	791	106	1812
Портсмут	1860	5,19	3140	767	148	4080
Всего	6060	17,23	–	2087	–	7500
Среднее		–	3083		121	

Портсмут. Этот газодиффузионный завод (эксплуатировался для правительства США компанией «Гудьер Атомик») был первым заводом, способным производить высокообогащенный продукт ($N_p = 97,65\%$ по ^{235}U). Описание всего завода и его очистительных сооружений было опубликовано Администрацией энергетических исследований и разработок США (преобразованное в Министерство энергетики США).

В разделительных ступенях завода используется основное разделительное оборудование (компрессоры и делители) пяти размеров (см. табл. 2.9). Технологическое оборудование размещалось в трех двухэтажных зданиях со стальным каркасом. Блоки содержали следующие числа ступеней: 5 (очистительный каскад), 10 (ступени размера Х-31) и 12 (ступени размеров Х-25 и Х-27). Группировка блоков в секции обеспечивала дополнительную возможность регулирования с помощью вспомогательных систем обслуживания.

Таблица 2.9

Каскады газодиффузионного завода США в Портсмуте

Здание	Размер ступеней	Число ступеней	Число блоков	Электрическая мощность на валу компрессора ступени, л.с.
Х-326	Очистительные ступени	60	12	–
	Х-25	1560	130	–
	Х-27	720	60	–
Х-330	Х-29	600	60	300–700
	Х-31	500	50	1700
Х-333	Х-33	640	80	3490–4200

В технологическом здании Х-333, содержащем самые большие ступени, делители вместе с газовыми теплообменниками помещали

внутри цилиндрических корпусов, плакированных никелем, длиной 5,8 м и диаметром 3,4 м. Пористые фильтры имели форму трубок длиной 2,75 м (см. рис. 2.30). Обмотка электродвигателей, первоначально рассчитанная на 1600 кВт, была перемотана с расчетом на 3130, 2690 и 2600 кВт. Для оптимизации каскада более мощные электродвигатели устанавливали в средних секциях, а менее мощные электродвигатели – в секциях на концевых потоках технологического здания.

В технологическом здании X-330 ступени двух типов X-29 и X-31 имели делители и компрессоры одного и того же размера. Однако, площадь пористых фильтров меньше в делителях типа X-29. Осевые компрессоры с боковым входом имели некоторые отличия во внутренних узлах, обусловленные различием межступенных потоков. Электродвигатели на ступенях X-31 имели мощность 1270 кВт, а мощность электродвигателей на ступенях типа X-29 изменялся от 520 до 220 кВт в обогатительной части каскада. Для регулирования давления в межступенных потоках использовали створчатые регулирующие клапаны типа крыльев бабочки с гидравлическим приводом, устанавливаемые на трассе тяжелой фракции.

Для передачи соответствующего потока на стыках ступеней различного размера применяли подкачивающие устройства, компенсирующие разность давлений на конечных ступенях каскада и потери на трение в длинных подогреваемых трубопроводах, соединяющих между собой технологические здания (см. рис. 2.31). На каждом стыке устанавливали два

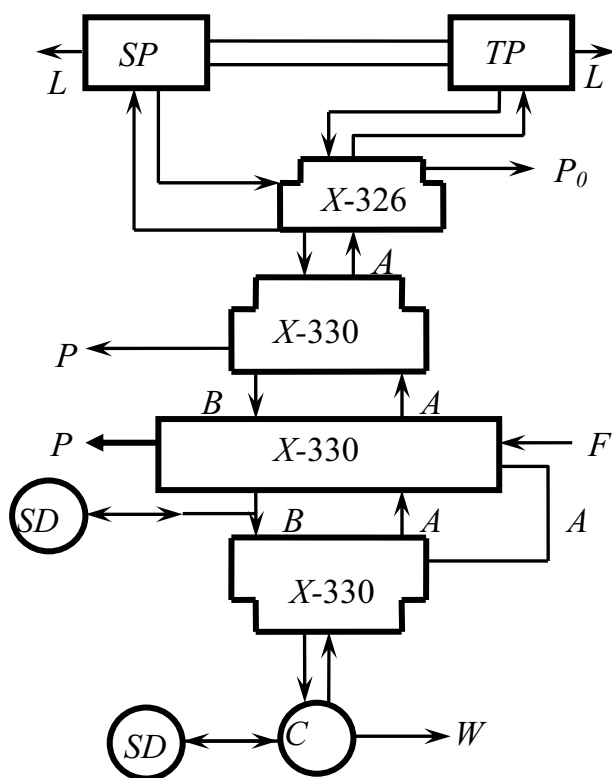


Рис. 2.31. Схема потоков технологического газа на газодиффузионном заводе в Портсмуте:
 \updownarrow – технологические трубопроводы;
 A – подкачивающий компрессор обогащенного потока;
 B – подкачивающий компрессор обедненного потока; C – стабилизирующие и хвостовые компрессоры; F – испарительные автоклавы питания; L – вывод легких примесей в атмосферу через ловушки с окисью алюминия;
 P, P_a – точки отбора продукта;
 SD – стабилизирующие ресиверы;
 SP – промежуточная очистка;
 TP – конечная очистка;
 W – точка извлечения отвала

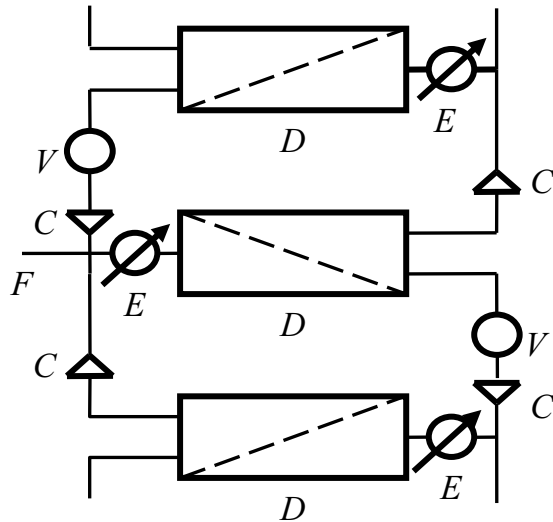


Рис. 2.32. Схема группы из трех ступеней на газодиффузионном заводе в Портсмуте: С – компрессор с одним входом на всасывание; С₂ – компрессор с двумя входами на всасывание; D – делитель; V – регулирующий клапан

компрессором двойного всасывания и двумя подкачивающими компрессорами в каждой группе. Основное оборудование имело два типа ступеней: X-25 и X-27. Делитель типа X-27 имел большую площадь пористых фильтров, чем делитель X-25. Компрессоры различались размерами и характеристиками.

Системы стабилизации с большими запасными емкостями и подкачивающими устройствами защищали нижнюю ступень здания X-330 от колебаний выходного отвалного потока и верхнюю ступень здания X-330 от колебаний потока тяжелой фракции, приходящего из нижней ступени здания X-330. Для оптимизации завода связи между участками каскада предусматривало возможность перестройки: с помощью соответствующих вентилей обогащенный поток из 640 самых больших ступеней может быть направлен в первую ступень секций 2, 3 или 4, оснащенных ступенями типа X-31. Обедняющая часть каскада содержала одну секцию ступеней X-29 и одну секцию X-31 (см. рис. 2.31).

В каждом здании были предусмотрены очистительные и откачивающие установки для подготовки блоков к ремонту. В здании X-330 для откачки технологического газа и примесей использовали три двухскоростных центробежных компрессора, которые работали соответственно с низкой и высокой скоростью вращения при мощности на валу 700 или 100 кВт.

Очистительный каскад из 60 ступеней в здании X-326 был разделен на две секции по 30 ступеней – секция промежуточной и конечной очи-

одинаковых подкачивающих узла (когда один из них работает, другой стоит в резерве), которыми являются центробежные компрессоры с одним входом, сконструированные для отдельной подкачки потоков легкой и тяжелой фракций, передаваемых между технологическими зданиями.

В технологическом здании X-326 на ступенях были установлены центробежные компрессоры, а холодильник вынесен из делителя. Блоки в этом здании имеют свою структуру. Ступени группируются по три в блоки из 12 ступеней по блочно-групповой схеме, с одним; регулирующим клапаном (см. рис. 2.32), одним

стки. Поток обогащенного газа из верхней ступени X-27 подавала на промежуточную очистку, из которой до 90 % легких примесей выбрасывается в атмосферу. Очищенный таким образом поток подавался на нижнюю ступень X-25. Обогащенный продукт из верхней ступени X-25 подавался на конечную очистку. Проницаемость пористых фильтров подбирались так, чтобы облегчить отделение легких примесей от UF_6 . Вблизи верхней ступени очистительных каскадов были установлены охлаждаемые хладагентом R-114 ловушки для отделения гексафторида урана, проскочившего через фильтры.

Извлечение отвалного продукта производится из нижней ступени типа X-29 через два замкнутых контура, позволяющих получать отвал двух различных концентраций одновременно. В каждом контуре установлены три центробежных компрессора. Для конденсации гексафторида урана применялся хладагент C-816 (перфтордиметилциклогексана) или C-437 (трихлоргептафторбутан). Для стабилизации давления на извлечении продукта использовалась стабилизирующая система с двумя ресиверами по 310 м². В трех зданиях была предусмотрена возможность извлечения нескольких продуктов различного изотопного состава.

Падьюка. Этот завод эксплуатировался, как и завод в Оак-Ридже, компанией «Юнион Карбайд» для администрации энергетических исследований и разработок США. Он состоял из двух одинаковых заводов, занимающих по два здания каждый, и очистительного каскада, содержащего 60 ступеней. В этих зданиях ступень занимала такую же площадь, как в зданиях ступеней самого большого размера заводов в Портсмуте и Оак-Ридже (см. табл. 2.7), построенных в то же время. Блоки, возможно, также имели аналогичное устройство. Завод в Падьюка был спроектирован для совместной работы с заводами в Портсмуте и Оак-Ридже, но он мог работать и отдельно, производя обогащенный уран с концентрацией 1–5 % без существенной потери разделительной мощности. Когда завод, эксплуатируется совместно с заводами в Портсмуте и Оак-Ридже как часть комплекса, он производил обогащенный уран с концентрацией 1,1 %.

Эксплуатация комплекса из трех заводов. Три промышленных завода эксплуатировались в комплексе, схематически изображенном на рис. 2.33, более 10 лет. Здания K-25 и K-27 в Оак-Ридже были закрыты, и комплекс из 7500 ступеней имел максимальное потребление электроэнергии 6060 МВт (см. табл. 2.8), разделительную мощность 17,23 млн кг ЕРР/год и удельное потребление электроэнергии на полной мощности 3080 кВт-ч/кг ЕРР (показатель использования электроэнергии (ПИЭ) 7,8 кг ЕРР/[МВт/сут]). Независимая эксплуатация трех заводов привела бы к потере 1 % разделительной мощности. Уровень потребления электроэнергии комплекса уменьшился с 2700 МВт в 1967 г. до

2000 МВт в 1969 г. и в последующие годы часть продукции отправлялась на склад при концентрации 2,1 %. В дальнейшем уровень потребления электроэнергии увеличился.

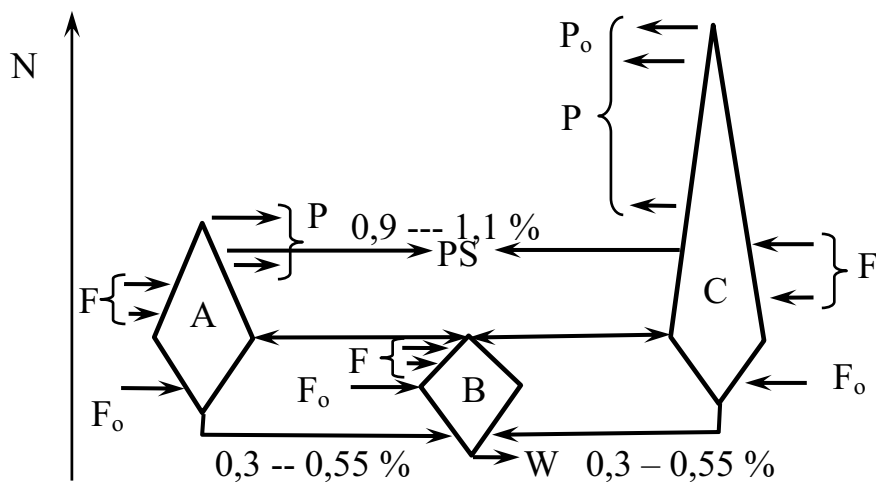


Рис. 2.33. Схема совместной эксплуатации газодиффузионных заводов США в Оак-Ридже (А), Падьюка (В) и Портсмуте (С). Концентрация (в масс. %):

$N_{F_0} = 0,711$ (природный уран); $N_{P_0} = 97,65$; N_W от 0,25 до 0,30;

PS – направление продукции на склад или подпитку завода со склада.

Точки питания F и выдачи продукта P предусмотрены для различных изотопных составов

Рабочее давление поддерживалось на уровне ниже атмосферного давления. Когда заводы эксплуатируются при таком низком уровне потребления электроэнергии, как 2000 МВт, уровень давлений внутри контура с технологическим газом также понижается, а разделительная эффективность пористых фильтров увеличивается. Удельное потребление электроэнергии падает до 2700 кВт-ч/кг ЕРР (ПИЭ 8,9). Использование предварительно созданных запасов обогащенного урана в качестве питания понижает себестоимость продукции.

2.10. Модернизация первых заводов США

В период между 1969 и 1975 гг. на трех заводах США было вложено около 183 млн долл. (распределенных по годам) в исследования и разработки по модернизации газодиффузионной технологии. Программы модернизации – программа усовершенствования каскадов (СIP) и программа форсирования потребления электроэнергии каскадами (СUP) – использовались для увеличения разделительной мощности этих заводов. При этом использовались усовершенствованные пористые фильтры и компрессоры улучшенной конструкции. В результате уменьшились потребности в капитальных затратах на новые заводы или каскады.

Программа усовершенствования каскадов (СІР). Эта программа имела целью улучшение эффективности оборудования существующих каскадов при сохранении уровня потребления электроэнергии. Усовершенствованная «технология 1970 года» проверялась с 1973 г. на первых ступенях, модернизированных по программе СІР. Ожидали, что ее реализация приведет к увеличению разделительной мощности на 4,75 млн кг ЕРР/год. Успехи, достигнутые с 1973 г. в разработке пористых фильтров и повышении КПД компрессора, привели к созданию «технологии 1975 года», с помощью которой можно увеличить приращение разделительной мощности до 6 млн кг ЕРР/год. По программе СІР из 5200 ступеней 3000 ступеней были подвергнуты полной, 1000 ступеней – лишь частичной модернизации, а 1200 ступеней останутся прежними. Новые и более эффективные пористые фильтры устанавливали в увеличенные делители (диаметром 4 м вместо 3,4 м), в которых площадь пористых фильтров наращивается до пределов, допускаемых условием сохранения существующих границ между блоками. В компрессоры были установлены новые рабочие колеса для повышения их КПД; улучшена общая газодинамическая эффективность трубопроводов и пересмотрена система технологического контроля и регулирования, чтобы свести к минимуму потери энергии. В ступенях, подвергаемых частичной модернизации, теплообменник устанавливался в потоке низкого давления (на легкой фракции, прошедшей через пористые фильтры), а не в потоке высокого давления на питании. Блок отключался для частичной модернизации на шесть–семь дней. Замена старых блоков новыми, начатая в 1973 г., завершена в 1981 финансовом году (см. рис. 2.34). Модернизация 3167 ступеней и форсирование потребления электроэнергии 4140 ступеней производятся поблочно с 1974 по 1981 г.

Номинальная разделительная мощность европейского завода в Трикастене $10,8 \cdot 10^5$ кг ЕРР/год была построена в три очереди: сначала здания каскадов из ступеней малого и среднего размеров и затем поочередно два здания каскадов из ступеней большого размера (см. рис. 2.34).

Программа форсирования потребления электроэнергии каскадами (СUP). Для полного использования возможностей, предоставляемых усовершенствованием пористых фильтров и компрессоров по программе СІР, следует увеличить массовые потоки UF_6 . Для этого необходимо повысить мощность электродвигателей компрессоров. Например, мощность электродвигателя на валу компрессора ступени самого большого размера должна быть увеличена от 1600 до примерно 3100 кВт. При таком увеличении потребляемой мощности необходимо форсировать систему электропитания (кабели, трансформаторы), системы теплоотвода (градирни, вентиляцию) и технологическое оборудование (например, приборы, электродвигатели и валы компрессоров), т. е. все оборудование

и все системы с увеличенной нагрузкой. Программа CUP касалась 4000 ступеней, т. е. практически всех ступеней, модернизированных по программе SIP, а замена блоков производилась для одновременного осуществления программ SIP и CUP, чтобы уменьшить простои оборудования до минимума. Уровень потребления электроэнергии повысился на 1320 МВт (с 6060 до 7380 МВт), а дополнительное приращение разделительной мощности составила $4,8 \cdot 10^6$ кг ЕРР/год.

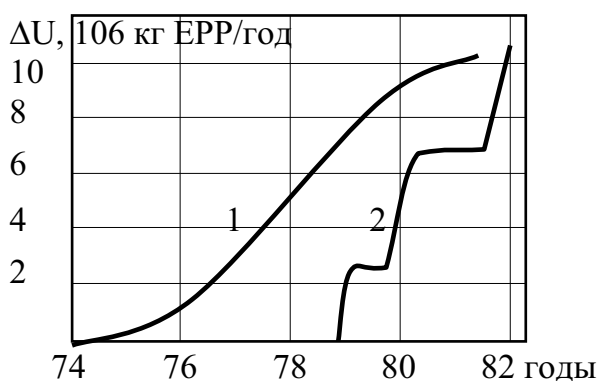


Рис. 2.34. Графики строительства разделительных мощностей:

1 – дополнительная разделительная мощность США по программам SIP-CUP.

2 – европейский завод в Трикастене

мощность заводов США обеспечивала ядерные электростанции мощностью 329 000 МВт по долгосрочным контрактам с внутренними (208 000 МВт) и внешними потребителями, если предполагать, что концентрация отвала составляла 0,30 % и что в топливном цикле повторно используется 60 % Pu. Таким образом, при этих предположениях потребление электроэнергии на уровне 7380 МВт заводами, модернизированными по программам SIP и CUP, составляла всего 2,25 % электроэнергии, производимой на атомных электростанциях.

Разделительная мощность усовершенствованного и форсированного по потреблению электроэнергии комплекса из трех газодиффузионных заводов США составляла $27,7 \cdot 10^6$ кг ЕРР/год (табл. 2.10) при $W / \Delta U = = 2340$ кВт-ч/кг ЕРР (или ПИЭ = 10,3). По оценке 1978 г. эти данные несколько изменились: $27,2 \cdot 10^6$ кг ЕРР/год и 2370 кВт ч/кг ЕРР. Начиная с 1981 г. (см. рис. 2.34) указанная полная разделительная

Таблица 2.10

Программы модернизации каскадов SIP и CUP по «технологии 1975 года»

Завод	ΔU	W_e	$W_e / \Delta U$	I	$I / \Delta U$	C'_{Δ}
Действующие заводы	17,23	6060	3080	£087	121	39.3
SIP	5,76	0	0	1021	177	(29)
CUP	4,75	1320	2435	460	97	(52)
Модернизированные заводы	27,74	7380	2340	3568	(1291)	(56)

Примечание. ΔU выражена в млн кг ЕРР/год. W_e – в МВт, $W_e / \Delta U$ – в кВт-ч/кг ЕРР, I – в млн долларов, $I / \Delta U$ – в долл (кг ЕРР)⁻¹ год; себестоимость работы разделения C'_{Δ} (долл/кг ЕРР) рассчитана при $C_w = 15$ млн (кВт-ч)

и $C_I = 0,1627$. Для модернизированных заводов капиталовложения подсчитаны как сумм капитальных затрат на действующие заводы (в долларах по курсу года их реализации) и капитальных затрат на планируемое наращивание разделительной мощности (в долларах 1977 финансового года, а расходы на электроэнергию вычислены для полной мощности при $C_w = 15$ млн (кВт-ч).

Разделительная мощность трех газодиффузионных заводов после завершения модернизации по программам SIP и SUP достигла 27,2 млн кг ЕРР/год. Дополнительная разделительная мощность позволяет поддерживать концентрацию отвала на уровне 0,20 % (при повторном использовании Pu и U) или 0,25 % (без повторного использования Pu и U) вместо 0,29 или 0,37 % в отсутствие этой мощности. Эксплуатация комплекса разделительных заводов при концентрации отвала в интервале 0,20–0,25 % обеспечивала более экономичное равновесие между питанием и работой разделения, позволяя сохранять ресурсы урана и уменьшать ущерб, наносимый окружающей среде добычей и переработкой урановых руд.

Все проекты новых газодиффузионных заводов США были заморожены после решений об использовании на планируемом присоединенном заводе в Портсмуте (1977 г.) технологии центрифугирования.

2.11. Заводы стран Европы

Пьерлатт (Франция). В Пьерлатте с 1967 г. работал на полную мощность газодиффузионный завод для военных целей. Исследования в области разделения изотопов урана методом газовой диффузии были начаты в 1953 г. Строительство завода из четырех каскадов началось в 1961 г. на полную мощность он введен в марте 1967 г. Концентрация обогащенных продуктов в каждом из четырех каскадов составляла соответственно 2, 7, 25 и свыше 90 %. С 1967 г. весь завод эксплуатировался с коэффициентом использования оборудования свыше 98 %. На больших ступенях использовались сверхзвуковые центробежные компрессоры с одним рабочим колесом, а в головном каскаде – полностью герметизированные компрессоры. Данные о разделительной мощности завода не были опубликованы, однако по оценкам Бенедикта она составляет от 0,4 до 0,6 млн кг ЕРР/год. Все четыре здания занимали площадь около 11 га. Оборудование ступени и каскада изготовлено из сплавов алюминия, нержавеющей стали и медных сплавов.

В Пьерлатте размещались также исследовательские и опытно-конструкторские установки, на которых производились испытания в натурных условиях узлов ступеней, разработанных для крупного промышленного завода в Трикастене.

Трикастен (Франция). Представляют интерес показатели сооруженного в 1975–1982 гг. во Франции, в Трикастене (близ Пьерлата), крупнейшего в мире газодиффузионного завода мощностью 10,8 млн ЕРР/год. Строительство этого завода осуществлено фирмой «Евродиф». Общий вид на площадку завода и АЭС показан на рис. 2.35.

Завод фирмы «Евродиф» размещен на территории площадью 230 га, а АЭС – на 50 га. Проектная стоимость всех сооружений комплекса «Евродиф» оценивался в ~15 млрд франков (~4 млрд дол. США по курсу 1979 г.). Около 50 % этой суммы приходится на АЭС. В комплекс завода входил большой цех гальванопокрытий. Никелевые покрытия для предотвращения коррозии наносили на все поверхности оборудования, контактирующие с весьма химически активным UF_6 . Площадь таких поверхностей ~ 40000 м².

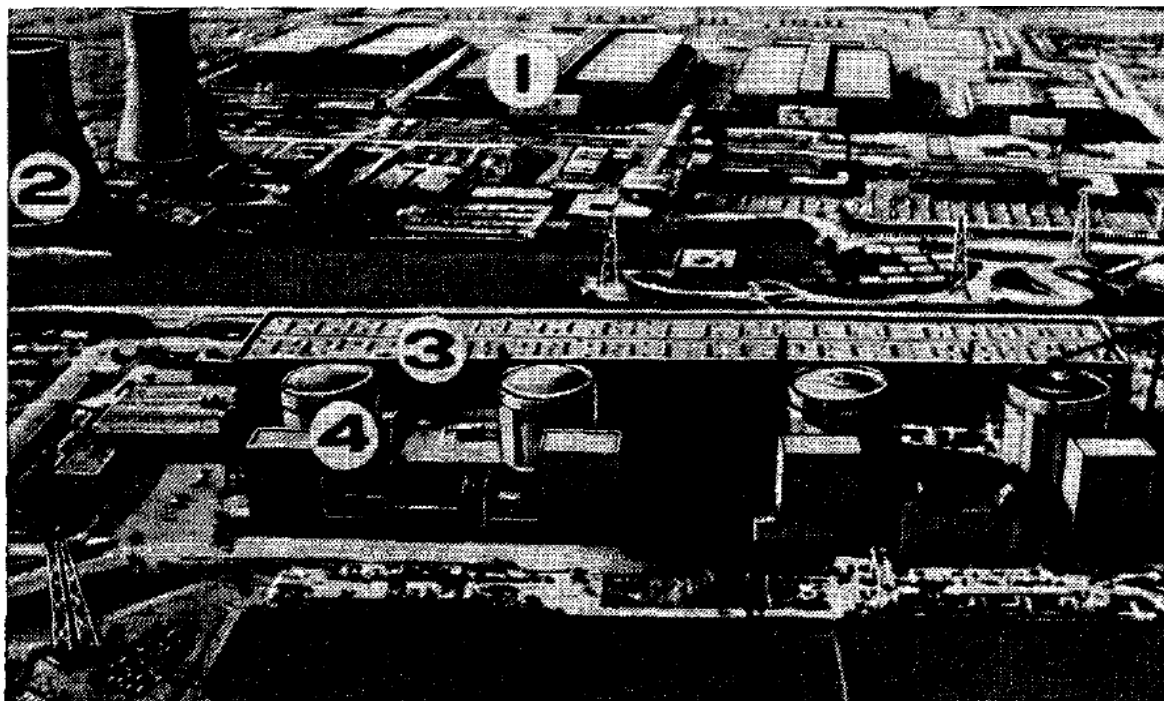


Рис. 2.35. Общий вид газодиффузионного завода фирмы «Евродиф» и АЭС в Трикастене (Франция):

1 – здания завода; 2 – градирни; 3 – турбинный зал АЭС; 4 – реакторы АЭС

Финансирование капиталовложений в завод разделительной мощностью 10,8 млн кг ЕРР/год на сумму 9,55 млрд французских франков (по курсу 1974 г.) осуществлялась Международным консорциумом «ЕВРОДИФ»: Бельгия – 11,1 %, Испания – 11,1 %, Италия – 25 %, «СОФИДИФ» – 25 % (40 % – Иран, 60 % – фирма «КОГЕМА», Франция) и Франция – 27,8 %. Комиссариат по атомной энергии Франции отвечал за технологический процесс, узлы оборудования изготавливались промышленностью стран-участниц. Разделительная мощность 9 млн кг ЕРР/год, установлен-

ная первоначально проектом 1973 г., по новым требованиям стран-участниц была увеличена до 10,8 млн кг ЕРР/год путем добавления 120 ступеней большого размера к первоначальным 1280 ступеням. На заводе применялись ступени трех различных размеров с мощностью на валу соответственно 630, 1530 и 3350 кВт, т. е. они аналогичны ступеням США, модернизированным по программе СУР.

Снабжение электроэнергией (3000 МВт) обеспечивалось в целях надежности линиями электропередачи на 220 кВ от четырех АЭС с реактора РWR по 925 МВт, построенными там же компанией «Электрисите де Франс». В случае необходимости оно может также обеспечиваться линиями на 400 кВ Объединенной национальной электрической сети. Удельное потребление электроэнергии по технологии 1973 г. составляло около 2450 кВт-ч/кг ЕРР. Технологические блоки насчитывали 20 ступеней. Теплообменник охлаждал поток низкого давления, прошедший через пористые фильтры, как в новых проектах США, но охлаждение производилось непосредственно водой, а не фреоном-114. Вертикальное расположение осей компрессора и делителя позволило сделать конструкцию каскадов более компактной: технологические здания получились более высокими и меньшими по площади (18 га), чем в случае горизонтального расположения. Ступени самого большого размера размещены в двух отдельных технологических зданиях, ступени среднего и наименьшего размера занимали по одному технологическому зданию.

Строительство завода по плану рассчитывалось на 7 лет (с конца 1974 г. до конца 1981 г.). В конце 1979 г. должны были работать каскады ступеней малого и среднего размеров, выдавая обогащенный уран с концентрацией 3%. Из-за низкого КПД разделительная мощность составила 2,6 млн кг ЕРР/год вместо расчетных 3 млн кг ЕРР/год на полностью завершеном заводе. Номинальная разделительная мощность 10,8 млн кг ЕРР/год была достигнута к концу 1981 г. путем последовательного ввода в эксплуатацию двух зданий со ступенями большого размера.

Оборудование завода фирмы «Евродиф» имело высокий уровень технического развития и экономики газодиффузионной технологии обогащения урана. Разделительная мощность завода обеспечивал в год получение слабообогащенного урана ($X = 3,15\%$ при $y = 0,2\%$) в количестве, достаточном для эксплуатации в течение одного года АЭС с реакторами РWR суммарной мощностью 75–80 млн кВт при $\bar{\varphi} = 0,7$.

Производительность большой ступени этого завода в 2 раза выше производительности самой крупной ступени американского завода в Падьюке (10 800 и 5540 ЕРР/год соответственно). К разработкам и поставкам основного технологического оборудования завода фирмы «Евродиф» были привлечены известные крупные машиностроитель-

ные фирмы Франции, Италии и других западноевропейских стран. К экономичности и надежности компрессорных агрегатов, являющихся основными потребителями электроэнергии на диффузионном заводе, предъявлены весьма высокие требования. Суммарная установленная мощность электродвигателей составляло ~3300 МВт, а потребляемая – 3100 МВт, что при $\bar{\varphi} = 0,98$ определяло годовое потребление электроэнергии (25–26 млрд кВт-ч). По расчетам на 1 ЕЕР планировали потребление 2370 кВт-ч, в то время как на заводах США, построенных на 50-х годах, до их модернизации потреблялось ~3000 кВт-ч/ЕЕР. Высокая энергоемкость газодиффузионной технологии определяется весьма большими затратами электроэнергии на прокачку компрессорами газообразного UF₆. На заводе фирмы «Евродиф» всеми компрессорами (1400 разделительных ступеней) прокачивалось за год 5,5 млрд т газа, или ~15 млн т/сут. На изготовление и поставку компрессорных агрегатов затрачен ~1 млрд дол, или ~50 % всех капиталовложений в завод. В табл. 2.11 приведены основные технические характеристики компрессорных агрегатов.

Таблица 2.11

Технические данные вертикальных компрессоров

Тип ступени	Число ступеней	Разделительная мощность ступени, ЕЕР/год	Расход UF ₆ в ступени		Габариты ротора, мм		Масса компрессора, т	Мощность электродвигателя, кВт	Скорость вращения ротора, об/мин
			кг/с	м ⁸ /с	Диаметр	Высота			
Большая	720	10 800	190	46,2	1490	3050	21	3500	1500
Средняя	400	5 400	80	19	950	3000	11	1500	3000
Малая	280	2 160	30	7	600	2360	6	650	3000

Завод фирмы «Евродиф» был скомпонован из нескольких прямоугольных каскадов, размещенных в четырех зданиях. Конструкция ступеней и их соединение в каскад показаны на рис. 2.36.

Рис. 2.37–2.39 дают наглядное представление о наиболее сложном конструкционном узле диффузионной ступени – компрессорном агрегате, оборудованном сверхзвуковыми осевыми многоступенчатыми компрессорами и асинхронными электродвигателями большой мощности. Рис. 2.42 дает представление о габаритах и массе бака-делителя большой диффузионной ступени. В герметичном баке-делителе размещалось множество трубчатых пористых перегородок.

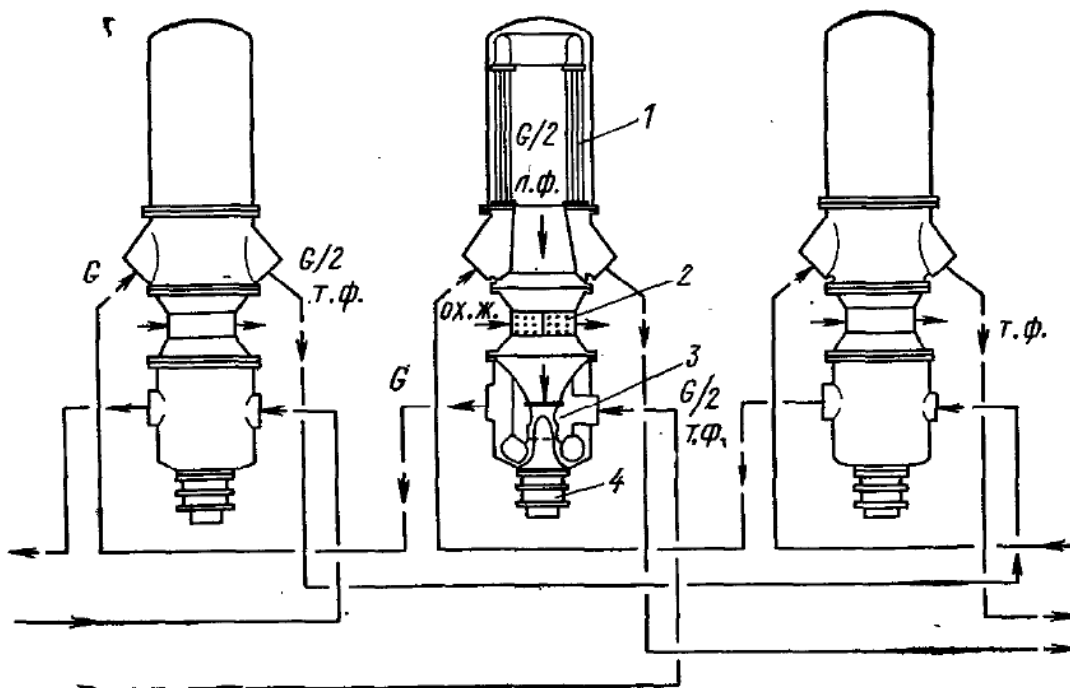


Рис. 2.36. Компоновка диффузионных ступеней завода фирмы «Евродиф»: 1 – делитель с трубчатыми пористыми перегородками; 2 – холодильник; 3 – осевой компрессор; 4 – электродвигатель; т.ф. – тяжелая фракция; л.ф. – легкая фракция; ох.ж. – охлаждающая жидкость

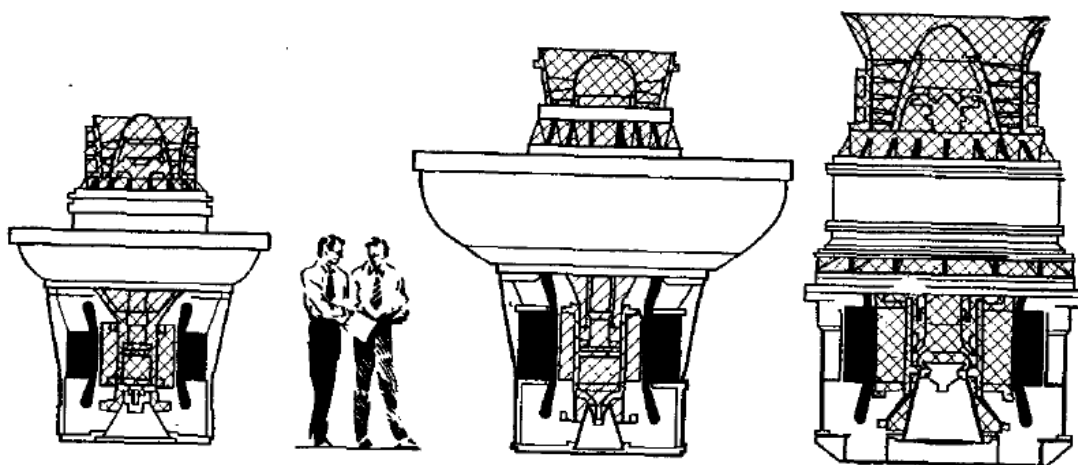


Рис. 2.37. Компрессорные агрегаты (600, 1500 и 3500 кВт) трех диффузионных ступеней завода фирмы «Евродиф»

Примечательная особенность конструкции диффузионных ступеней и компоновки французского завода – их большая компактность благодаря вертикальному расположению. Все три типа ступеней идентичны. Герметичный бак-делитель, не требующий в процессе эксплуатации обслуживания, а также газопроводы располагались на отдельном этаже, образующем изолированное термостатированное помещение, где поддерживалась температура $\sim 60^\circ\text{C}$, исключающая конденсацию гексафторида урана при ра-

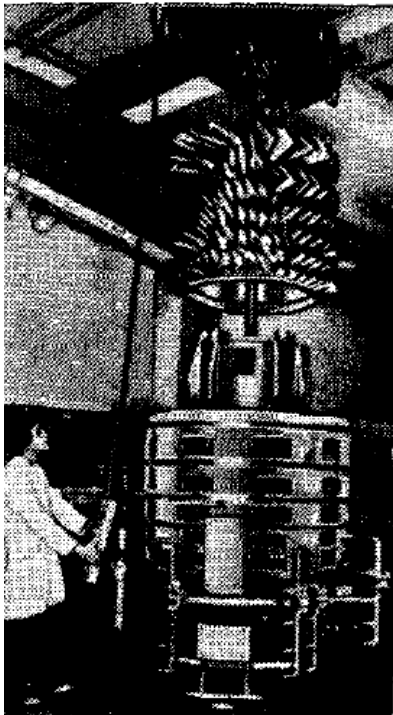


Рис. 2.38. Установка ротора осевого компрессора (3500 кВт) в сборку корпуса статора

бочем давлении 600–700 мм рт.ст. (~0,1 МПа). Компрессоры, холодильники и электродвигатели, требующие периодического обслуживания и ремонта, размещались в верхнем помещении. Диффузионные агрегаты объединены в каскады в виде блоков – ячеек, включающих по 20 ступеней. Отдельные блоки при необходимости с помощью клапанов могли отключаться от действующих каскадов.

Британский газодиффузионный завод в Кейпенхерсте был построен в начале 50-х годов и затем эксплуатировался до 1962 г. в военных целях. Данные о разделительной мощности этого завода по оценке Бенедикта составляла от 0,4 до 0,6 млн кг ЕРР/год. После временного периода работы с пониженной производительностью и осуществления программы исследований и разработок технологии самые большие ступени завода были подвергнуты модернизации и с 1967 по 1971 г. их разделительная мощность была увеличена с тем, чтобы шаг

за шагом обеспечить гражданские потребности в слабо обогащенном уране по британской программе усовершенствованных графитовых реакторов.

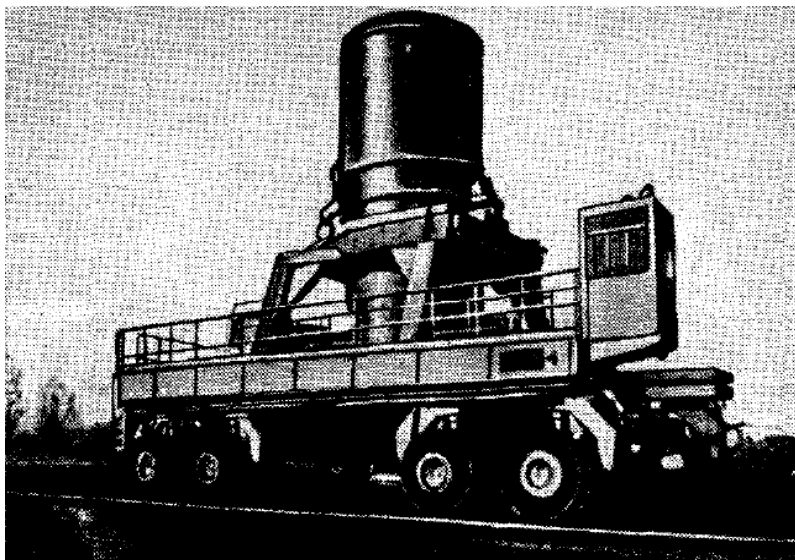


Рис. 2.39. Бак-делитель диффузионной ступени завода фирмы «Евродиф» при транспортировании после снаряжения пористыми перегородками

Исследования и разработки в области газодиффузионной технологии велись в Швеции, Японии, Италии.

Глава 3

ЦЕНТРИФУЖНЫЙ МЕТОД РАЗДЕЛЕНИЯ ИЗОТОПОВ

Идея использовать гравитационные (центробежные) силы для разделения смеси газов, имеющих различные молекулярные массы имеет долгую историю. Еще в 1895 г. Бредиг, а после открытия изотопов химических элементов Линдеман и Астон (1919 г.) предложили использовать центрифугу. Их работы были продолжены позже американцами Мелликеном и Чепменом, занимавшимися разделением изотопов хлора и брома. В предвоенный период в США профессор Бимс с сотрудниками провели первые успешные экспериментальные исследования с газовой центрифугой, ротор которой работает в высоком вакууме. В 1941 г. немецкие ученые Мартин и Кун теоретически показали, что наибольшие перспективы может дать предложенная в 1939 г. американским ученым Юри противоточная центрифуга, в которой используется тепловая конвекция для осевой циркуляции газа внутри ротора.

Обобщенную теорию разделения изотопов урана как методом газовой диффузии, так и с помощью противоточных центрифуг разработал в США К. Коэн (1951 г.). Опытами Бимса в США и Гроота в ФРГ было подтверждено соответствие теории и эксперимента и показана принципиальная возможность практического решения задачи.

Разработка центрифуг для разделения изотопов урана была включена в США в программу по быстрейшему промышленному получению высокообогащенного урана для атомной бомбы и рассматривалась тогда как наиболее обещающее успех направление. Однако, несмотря на большие усилия и затраты, американским специалистам не удалось в то время довести центрифужный метод до промышленного внедрения. В США был принят более отработанный и надежный, но весьма энергоемкий метод газовой диффузии.

На многие годы (после неудач в США) практический интерес к центрифужному методу в США и в Западной Европе пропал, хотя лабораторные исследования продолжались. Разработанные группами Бимса и Морфи в США, Гроота и Байлера в ФРГ, Кистмейкера и Лоса в Нидерландах, Кронбергера в Великобритании опытные образцы центрифуг были сложны, дороги, требовали значительного количества энергии на вращение роторов, не обладали достаточной надежностью и имели дру-

гие недостатки, что делало их, по признанию профессора Гроота, непригодными для использования в крупных установках.

Отношение к центрифужному методу, как указывается в ряде компетентных зарубежных публикаций, резко изменилось после 1956 г. В обзорной статье об истории и перспективах развития в Западной Европе газоцентрифужных установок для обогащения ^{235}U , опубликованной в 1973 г. в ФРГ, профессор Боннского университета Гроот – известный исследователь и автор серии конструкций «центрифуг Гроота», отмечал, что новый аспект центрифуги родился в 1956 г., когда несколько немецких исследователей возвратились из Советского Союза. Они предложили фирме «Дегусса» (ФРГ) конструкцию центрифуги, «действующей по другому принципу». На эту конструкцию центрифуги, переданную фирме «Дегусса», Циппе, Шеффель и Стенбек получили в 1957 г. основной патент (основной патент № 10715997 с приоритетом 11.11.57 г., заявленный в 13 странах, в том числе США, Великобритании, Нидерландах). И далее профессор Гроот пишет, что Стенбек, Циппе и Шеффель использовали в своей центрифуге тонкостенный ротор, вращающийся на тонкой подвижной игле, которая движется в омываемой маслом полусфере, установленной на металлической плите. Плита имеет эластичную центровку и снабжена гидроамортизатором. В верхнем конце ротора находится магнитное устройство для удержания ротора в вертикальном положении. Подвод газа осуществляется через неподвижную трубку, а отвод – с помощью двух отборных систем на верхнем и нижнем концах ротора. Центрифуга приводится в движение с помощью синхронного электродвигателя. Молекулярные насосы препятствуют попаданию в вакуумное пространство газа.

Далее в статье сообщается, что Циппе на некоторое время переехал к профессору Бимсу в США и повторил там работы по центрифуге с коротким ротором. Эти работы, опубликованные в 1958–1960 гг. в рамках программы совместных с США разработок, показали, что эти модели имели простую конструкцию и в них удачно решались многие проблемы, в первую очередь проблемы расхода электроэнергии в подшипниках и циркуляции газа. Гроот подчеркивает, что это с новой силой пробудило интерес к разработкам газовых центрифуг не только в США и ФРГ, но также в Великобритании и Нидерландах.

В Великобритании разработки Кронбергера, прерванные в 1954 г., после опубликования материалов о центрифуге «конструкции Циппе» были возобновлены в 1958 г. в Харуэлле и Кейпенхерсте. В 1965 г. в Великобритании был уже создан проект, который позволял осуществить строительство экономической установки, работающей на высоких скоростях и расходующей энергию примерно на порядок меньше, чем при газодиффузионном методе.

В своей популярной статье, опубликованной в 1961 г. в голландском научном журнале «Керн», Кистмейкер заявлял, что техника разделения изотопов урана на ультрацентрифуге не является созданием его, Кистмейкера, или кого-нибудь из его сотрудников, что ультрацентрифуга, над которой работает его группа, была впервые разработана в Советском Союзе в 1946–1954 гг.

Разработкой центрифужного метода занимались в течение многих лет такие передовые индустриальные страны, как ФРГ, Великобритания, Нидерланды, США, Япония. До 1977 г. были созданы только опытные установки. Первые очереди промышленных заводов малой производительности сооружены только к 1982 г. Этот факт, несомненно, указывает на очень большие технические трудности, встретившиеся при решении всего комплекса этой сложной технологии.

В конце 1960 г. госдепартамент США обратился к ФРГ, Нидерландам и Великобритании с предложением засекретить данные исследований и разработок по центрифугам, как имеющие прямое отношение к созданию благоприятных условий для распространения ядерного оружия. Соглашение о засекреченности между этими странами было заключено в 1961 г.

Большую роль сыграло заключенное в 1970 г. тройственное Соглашение о совместных работах по исследованиям и созданию промышленного производства по разделению изотопов урана центрифужным методом между ФРГ, Нидерландами и Великобританией. Значительных успехов в разработке центрифуг добились США и Япония. Решением этой проблемы заняты и некоторые другие страны.

3.1. Основы разделения изотопов в противоточных центрифугах

Рассмотрим равновесную систему (см. рис. 3.1), состоящую из смеси двух газов с молекулярными массами M_1 и M_2 , вращающуюся с угловой скоростью ω (рад/с) в цилиндрической трубе внутренним радиусом r_2 . Движение газа в объеме отсутствует и температура во всех точках постоянна. Центробежная сила, действующая на молекулу массой M_1 (M_2) на расстоянии r от оси:

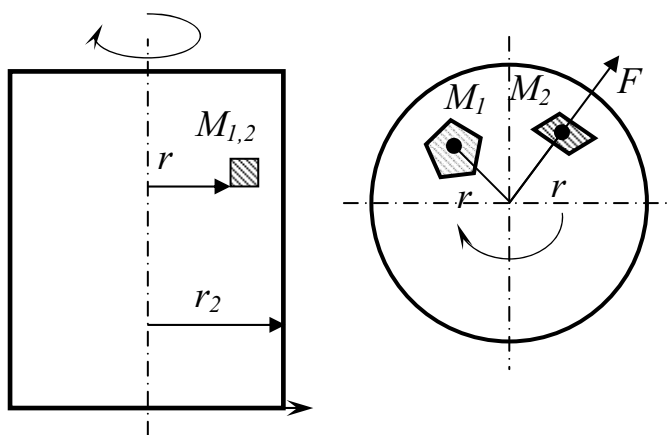


Рис. 3.1. Схема действия центробежных сил на газ во вращающемся замкнутом цилиндре

$$F_r = M_{1,2} v^2 / r = M_{1,2} r \omega^2, \quad (3.1)$$

где v – тангенциальная (или окружная) скорость на расстоянии r от оси.

Градиент давления газа в цилиндре вращающегося ротора в зависимости от радиуса может быть выражен формулой

$$dp / dr = \rho \omega^2 r = \rho_0 M \omega^2 r / (RT), \quad (3.2)$$

где R – газовая постоянная идеального газа; T – абсолютная температура; $p = p M / (R T)$ – плотность газа; M – средняя молекулярная масса газа, состоящего из смеси двух газов с массами M_1 и M_2 ; p – давление смеси газа на радиусе r ; p_0 – давление смеси газа на оси вращающегося цилиндра; ω – угловая скорость вращения.

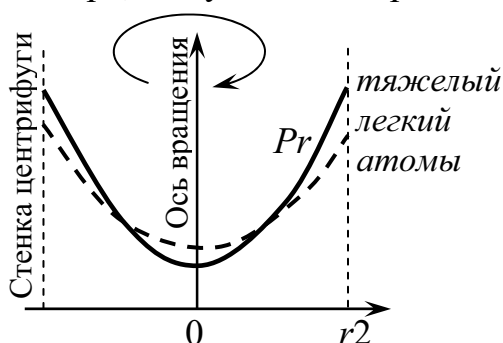


Рис. 3.2. Распределение давлений газа по радиусу во вращающемся цилиндрическом роторе

Давление газа в центрифуге при высоких скоростях вращения увеличивается в направлении от оси по радиусу очень сильно (см. рис. 3.2).

Давление газа UF_6 у стенки ротора больше, чем на оси: при окружной скорости 300 м/с почти в 500 раз, при скорости 400 м/с – в 20 тыс. раз. У стенок ротора практически создается очень тонкая пленка плотного движущегося в осевом направлении газа. Эта

осевая циркуляция газа может возникнуть за счет газодинамического (струйного) механического возбуждения, осевого температурного перепада или при комбинации всех этих факторов.

По центру ближе к оси, газ движется в одном направлении, а по стенке – в другом. Это и создает противоточную циркуляцию газа. Давление UF_6 строго ограничено из-за опасности конденсации газа на внутренней стенке ротора. Парциальное давление p_m какого-либо газа массой M на радиусе r :

$$p_r = p_0 \exp \frac{M \omega^2 r^2}{2RT} = p_0 \exp \frac{M v^2}{2RT}. \quad (3.3)$$

Концентрация более тяжелого газа (тяжелой фракции газовой смеси) выше на периферии.

Коэффициенты разделения в центрифуге. Первичный коэффициент разделения α_0 смеси газов с массами M_1 и M_2 ($M_1 > M_2$) в сечении, перпендикулярном оси вращающегося цилиндра, при отсутствии осевого движения газа и при нулевой скорости диффузии, выражается формулой:

$$\alpha_0 = \exp \left[\frac{(M_1 - M_2) \omega^2 r_2^2}{2RT} \right] = \exp(a v_2^2), \quad (3.4)$$

где $a = (M_1 - M_2) / (2RT) = \Delta M / (2RT)$ – постоянный коэффициент; $v_2 = \omega r_2$ – окружная скорость на периферии ротора.

Первичный коэффициент обогащения ε_0 может быть выражен и такой приближенной формулой, если разложить в ряд экспоненту в (3.4):

$$a_0 - 1 = \varepsilon_0 \approx \frac{\Delta M}{2RT} v_2^2. \quad (3.5)$$

В противоточной центрифуге с эффективной (эффективная длина ротора меньше геометрической за счет концевых частей, где осуществляется поворот циркулирующего потока) длиной ротора z , благодаря осевой циркуляции газа происходит умножение первичного коэффициента обогащения ε_0 пропорционально z . Центрифуга работает как своеобразный каскад.

Максимальное значение теоретического коэффициента разделения двухкомпонентной смеси газов в противоточной центрифуге, получающееся при безотборном режиме, связано с отношением длины z к внутреннему диаметру ротора d :

$$a_{\text{макс}} = \exp \left[\frac{\Delta M \sqrt{2} v^2}{2RT} \frac{z}{a} \right]. \quad (3.6)$$

При разделении изотопов урана в противоточной центрифуге Гроота, имеющей скорость 350 м/с, по приведенной формуле получаем $\varepsilon_0 = 0,0682$; при скорости 400 м/с $\varepsilon_0 = 0,0976$, а при скорости 500 м/с $\varepsilon_0 = 0,152$. В диффузионной же ступени максимальное значение теоретического коэффициента обогащения $\varepsilon_0 = 0,0043$, т. е. в 20–25 раз меньше. В возможности получать столь высокие коэффициенты разделения и состоит важнейшая особенность центрифужного метода и его отличие от газодиффузионного.

Из формулы (3.6), видно, что теоретический коэффициент разделения в противоточной газовой центрифуге прямо пропорционален квадрату окружной скорости, относительной длине ротора и разности масс, а не отношению разности масс к молекулярной массе, как это имеет место в диффузионной ступени. Однако реальный коэффициент разделения в центрифуге будет отличаться от максимального теоретического, что связано прежде всего с реальными гидродинамическими условиями и параметрами газового потока внутри ротора.

Если в центрифуге заставить циркулировать газ в осевом направлении под действием каких-либо сил (например тепловой конвекции, создав разность температур верхней и нижней крышек) или с помощью механического циркулятора, или струйного эжектора, тогда элементарный коэффициент разделения ε_0 центрифуги для какого-либо сечения может быть не только достигнут, но и увеличен и центрифуга будет работать

как небольшой каскад. Таким образом реализуется каскадный эффект умножения коэффициентов разделения и обогащения, при этом газ движется вниз (или вверх) около оси и поднимается вверх (или опускается вниз) вдоль стенок цилиндрического ротора. Обогащенный продукт отбирается с одного конца, обедненный – с другого, а питание вводится по оси посередине ротора и делит центрифугу на две зоны: обогатительную и обеднительную (рис. 3.3).

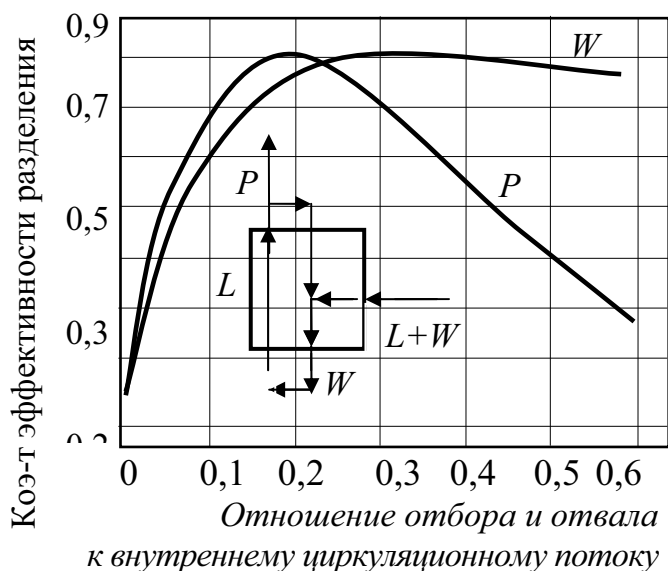


Рис. 3.3. Влияние относительной величины отбора и отвала на эффективность разделительного процесса в центрифуге

Большое влияние на реальный коэффициент обогащения в центрифуге оказывают параметры и радиальный профиль циркуляционного потока L внутри ротора (рис. 3.4). Максимальное обогащение получается при некотором оптимальном потоке L . Отношение m фактического потока L к оптимальному L_0 называется безразмерным параметром внутреннего расхода ($m = L/L_0$). Реальная разделительная способность центрифуги

пропорциональна $m^2 / (1 - m^2)$ и, таким образом, при $m = 9$ равна 90 %, а при $m = 5$ составляет 96 % теоретически возможного значения.

При малых значениях L максимальное обогащение сильно ограничивается обратной диффузией в осевом направлении, а при очень больших циркуляционных потоках возникает значительное осевое перемешивание газа. За счет разности радиальных концентраций газов (которые при аксиальном движении газа несколько отличаются от равновесного градиента при отсутствии цир-

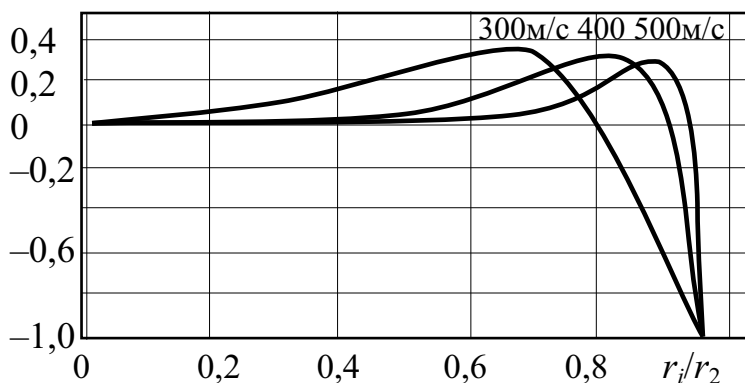


Рис. 3.4. Профиль потока внутренней циркуляции при различных окружных скоростях (r_2 – внутренний радиус ротора центрифуги; r_i – радиус i -й точки внутреннего объема ротора)

куляции) имеет место поперечная диффузия, направленная противоположно процессу разделения под влиянием центробежных сил. Более сильное влияние на реальный коэффициент разделения оказывает питание, а также отбор для передачи в следующую ступень обогащенного газа. Первичный циркуляционный поток возмущается питательным газом, а также отборами по торцам ротора обогащенной и обедненной фракций. При увеличенном питании и отборах ослабляется каскадный эффект, снижается коэффициент разделения.

Перепад концентраций в центрифуге растет и достигает максимального значения при нулевом отборе продукта. Оптимальные значения питания и отборов могут быть рассчитаны лишь приближенно, поэтому их находят экспериментально.

Определяющее влияние на реальный коэффициент обогащения и на реальную разделительную способность единичной центрифуги оказывает периферическая окружная скорость ротора. Она является главным фактором изменений гидродинамических параметров центрифуги и радиального профиля осевого потока, движущегося во внутрироторном пространстве газа.

Разделительная мощность центрифуг. Формула для максимальной (теоретической) разделительной мощности центрифуги получена Дираком:

$$\delta U_{\text{макс}} = \frac{\pi}{2} \rho D_{1,2} \left[\frac{\Delta M \omega^2 r_2^2}{2RT} \right]^2 Z, \quad (3.7)$$

где обозначения те же, что и в приведенных ранее формулах, а $D_{1,2}$ – коэффициент диффузии газов с молекулярными массами M_1 и M_2 ; Z – длина ротора. Для UF_6 при $\rho D_{1,2} = 2,35 \cdot 10^{-4}$ г/(см·с) для работы при температуре 40 °С формула (3.7) может быть записана в упрощенном виде:

$$\delta U_{\text{макс}} \approx 2,62 \cdot 10^{-10} \nu^4 Z. \quad (3.8)$$

В табл. 3.1 приведены значения $\delta U_{\text{макс}}$ при различных ν и T , вычисленные по формуле (3.7).

Однако действительная разделительная мощность центрифуги δU существенно отличается от максимальной теоретической $\delta U_{\text{макс}}$. Отношение этих величин η определяет КПД центрифуги: $\eta = \delta U / \delta U_{\text{макс}}$.

Специфика течения газа в центрифуге такова, что на периферии ротора имеет место вязкое течение (циркуляция), а скорость газа значительно превосходит скорость звука, вблизи оси вращения движение газа носит свободномолекулярный характер, особенно при высоких окружных скоростях. В реальной центрифуге неизбежны также температурные неоднородности. Все это усложняет возможность точной расчетно-

теоретической оценки разделительной мощности центрифуги. Некоторые специалисты считают, что до окружной скорости 500 м/с разделительная мощность фактически растет пропорционально не четвертой, а только третьей степени скорости, а при дальнейшем возрастании скорости – пропорционально второй степени.

Таблица 3.1

Максимальная теоретическая разделительная мощность газовой центрифуги $\delta U_{\text{макс}}$, имеющей длину 1 м

Окружная скорость, м/с	Разделительная мощность, ЕРР/год, при температуре				
	273К	293К	313К	333К	353К
300	2,44	2,27	2,12	1,98	1,86
350	4,52	4,20	3,92	3,67	3,46
400	7,70	7,16	6,69	6,27	5,90
450	12,3	11,5	10,7	10,0	9,44
500	18,8	17,5	16,3	15,3	14,4
550	27,5	25,6	23,9	22,4	21,1
600	39,0	36,3	33,9	31,7	29,8
650	53,7	49,9	46,7	43,7	41,1

На основе теории Бермана шведскими исследователями центрифуг вычислена ориентировочная зависимость КПД от окружной скорости центрифуги при разделении изотопов урана для ротора длиной 100 см и $r_2=10$ см при условии оптимальной циркуляции при температуре $\sim 50^\circ\text{C}$ (323 К) и предположении симметричного разделения потоков. Согласно расчетам максимум КПД наблюдается (см. рис. 3.5) при скорости ~ 280 м/с ($\eta = 62\%$), а при скоростях 500–600 м/с КПД уменьшается до 30–22 %.

На рис. 3.6 приведена зависимость теоретической и реальной разделительной мощности указанной выше центрифуги от окружной скорости вращения ротора.

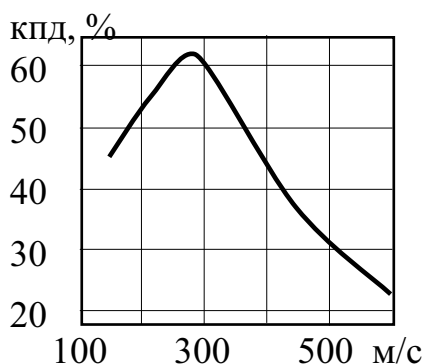


Рис. 3.5. Зависимость КПД центрифуги от окружной скорости v

Механическая прочность и устойчивость роторов. Как видно из формулы (3.8), любое увеличение окружной скорости вращения ротора выгодно, если при этом на эффект увеличения разделительной работы не столь сильно влияет снижение КПД. Выгодно иметь и возможно большую длину ротора. Однако напряжения в материале ротора, возникающие при его вращении от центро-

бежных сил, жестко ограничивают увеличение окружной скорости, что видно из соотношения:

$$v = \omega^2 r^2 = \sigma_{\text{раб}} / \rho \leq \sigma_{\text{тек}} / \rho, \quad (3.9)$$

где $\sigma_{\text{раб}}$ – рабочее напряжение в материале; r – радиус цилиндрического ротора; ρ – плотность материала; $\sigma_{\text{тек}}$ – предел текучести материала ротора. Ротор будет разрушен, если тангенциальные напряжения $\sigma_{\text{раб}}$ будут больше или равны пределу текучести материала.

Увеличение длины жесткого ротора Z ограничено критическим значением его собственной частоты колебаний (для тонкостенной жесткой трубы):

$$\omega_{\text{кр}} = \frac{K^2 r}{Z^2} \sqrt{\frac{E}{2\rho}} \quad \text{или} \quad v_{\text{кр}} = \frac{K^2 r^2}{Z} \sqrt{\frac{E}{2\rho}}, \quad (3.10)$$

где K – коэффициент; E – модуль упругости.

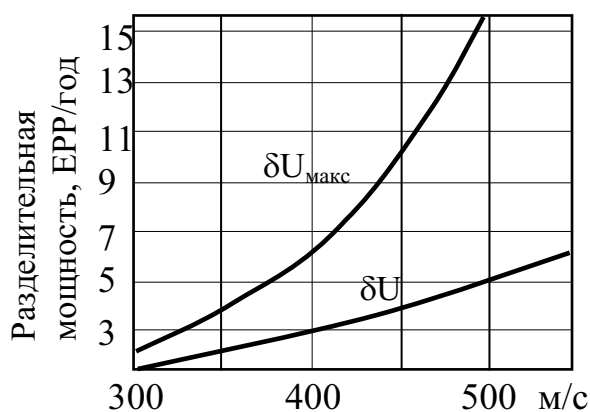


Рис. 3.6. Зависимость разделительной работы центрифуги от окружной скорости v при оптимальной внутренней циркуляции газа

Существующие материалы позволяют создать «докритическую» центрифугу лишь при соотношении $z / (2r) \leq 5$. Таким образом, в конструкциях центрифуг с жестким ротором, которые называются докритическими, длина и диаметр ротора жестко связаны. Материалы и конструкция роторов должны быть такими, чтобы отношения параметров σ / ρ и E / ρ для них имели наибольшие значения.

Ниже приведены соотношения между окружной скоростью вращения ротора и рабочими расчетными (с коэффициентом запаса 1,5) тангенциальными напряжениями [в соответствии с формулой (3.9)]:

$v, \text{ м/с}$	350	400	500	550
$\sigma_{\text{раб}}/\rho, \text{ км}$	12	20	25	30
$\sigma_{\text{расч}}/\rho, \text{ км}$	18	30	37	45

Таким требованиям могут удовлетворить высокопрочные алюминиевые сплавы ($\rho = 2,8 \text{ г/см}^3$) лишь для скоростей не выше 400 м/с, особые легированные стали ($\rho = 7,8 \text{ г/см}^3$) – до скоростей 500 м/с, титановые

сплавы ($\rho = 4,6 \text{ г/см}^3$) – до скоростей 450 м/с, стекловолокно-пластмасса ($\rho = 1,8 \text{ г/см}^3$) и углеволокно ($\rho = 1,6 \text{ г/см}^3$) – от 500 до 730 м/с.

Увеличение окружных скоростей вращения предъявляет высокие требования к долговременной прочности и качеству материала ротора. Прогресс центрифужного метода также обусловлен созданием высокопрочных материалов для высокоскоростных ультрацентрифуг.

В табл. 3.2 приведены характеристики материалов для роторов и соответствующие максимальные скорости их вращения.

Таблица 3.2

Характеристика материалов для роторов

Материал	Предел прочности, кгс/мм ²	Плотность, г/см ²	Максимальная скорость ротора, м/с
Легкий сплав	50	2,3	425
Титан	90	4,6	440
Легированная сталь	170	8,0	455
Мартенсито-стареющая сталь	250–300	8,1	550–600
Стекловолокно – пластмасса	70	1,9	600
Углеволокно	160	1,55	950
Нейлон	150	1,3	1100

Увеличения коэффициента разделения за счет возможно большей длины ротора можно достичь в конструкции надкритических ультрацентрифуг, имеющих «гибкие» роторы ($z/(2r) > 5$). Такие центрифуги работают при угловых скоростях, превышающих собственную частоту колебаний. Конструкционные и технологические особенности создания и массового применения надежно работающих надкритических центрифуг требуют решения еще более сложных задач, чем докритические центрифуги. В институтах «тройки», по опубликованным данным, проведены разработки того и другого типа наряду с поисками высокопрочных сплавов и полимерных материалов для высоконапряженных роторов. Надкритическими центрифугами первоначально был оборудован завод в Алмело. Им было отдано предпочтение и в США.

3.2. Конструкции противоточных центрифуг

Для промышленного разделительного производства рассматривается только противоточная центрифуга, в первую очередь потому, что при этом эффективное использование внутреннего потока циркуляции приводит к умножению во много раз эффекта элементарных процессов, происходящих в радиальной плоскости. Единичная противоточная центрифуга действует как небольшой разделительный каскад.

О реальных конструкциях центрифуг, их габаритах и других показателях пока известно очень мало, так как во всех странах конструкции и характеристики центрифуг не публикуются. Поэтому представление о возможных конструкционных решениях можно получить только на основе опубликованных в зарубежной прессе отдельных материалов, в том числе по открытой патентной информации.

Американская центрифуга (устройство Бимса). В ней, как видно из рис. 3.7, противоток устанавливается с помощью газовых потоков, которые вводятся с противоположных торцов роторного цилиндра различных радиусов. Циркуляция обеспечивается с помощью газодувки, расположенной вне центрифуги, или за счет разности температур и механических циркуляторов, устанавливаемые в самой центрифуге. По схеме Бимса в США велись разработки центрифуг до появления в конце 1957 г. патента фирмы «Дегусса» (ФРГ) на «центрифугу Циппе».

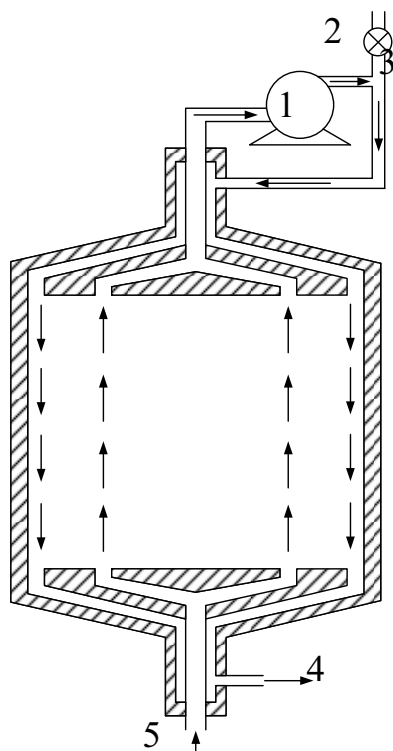


Рис. 3.7. Модифицированная газовая центрифуга с внутренним противотоком (устройство Бимса):
1 – газодувка; 2 – обогащенный продукт;
3 – клапан; 4 – отвал;
5 – питательный газ (UF_6)

Центрифуги Гроота с тепловым противотоком. Здесь противоток обусловлен тепловой конвекцией (рис. 3.8), которая возникает за счет того, что температура верхней крышки ротора поддерживается несколько более высокой (например, на 20–25 °С), чем нижней. Каждая центрифуга снабжена автоматически управляемым электроподогревом (вверху) и водяным охлаждением (внизу) крышек ротора.

Центрифуга ZG (см. рис. 3.9) имеет усложненную конструкцию: три подшипника (два радиальных и один упорный), цилиндрический электропривод значительной мощности (см. табл. 3.3). Ни одна центри-

фуга Гроота в ФРГ не была принята для серийного производства из-за неудовлетворительных характеристик и недостаточной надежности.

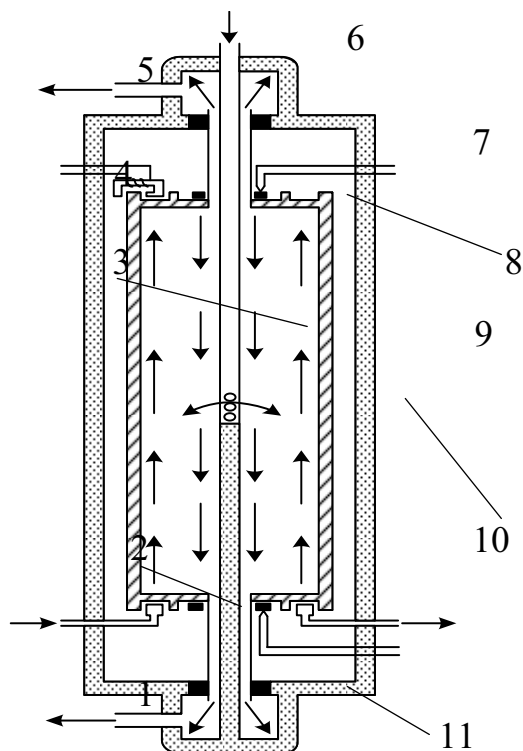


Рис. 3.8. Центрифуга Гроота с тепловым противотоком:
 1 – обогащенный продукт; 2 – охлаждающая вода; 3 – трубка питания;
 4 – электромагнитный подогрев; 5 – выход обедненного газа;
 6 – питательный газ; 7 – термopара; 8 – термодатчик;
 9 – неподвижный кожух; 10 – ротор; 11 – подшипник

Таблица 3.3.

Параметры центрифуг Гроота

Индекс	Длина ротора, см	Радиус ротора, см	Отношение длины ротора к диаметру	Окружная скорость, м/с
ZG-3	66,5	9,25	3,60	302
ZG-5	113,0	9,25	7,03	303
ZG-6	240,0	20,0	6,00	302; 340
ZG-7	316,0	22,5	7,03	302; 340

Центрифуга, запатентованная в 1957 г. фирмой «Дегусса» в ФРГ (Патент ФРГ № 10715997 с датой приоритета. 11.11.57 г. в зарубежном патентовании объединен с патентом ФРГ № 1136644. Имеются патенты-аналоги более чем в 13 странах мира, в том числе в США № 3289925, в Великобритании № 900235. Обозначается в публикациях западной печати как «центрифуга Циппе» (см. рис. 3.10). По патентной формуле это –

«...быстровращающаяся газовая центрифуга, в частности, для разделения изотопов урана, с жестко закрепленным вакуумированным корпусом и ротором, вращающимся вокруг вертикальной оси. Центрифуга отличается тем, что тонкостенный ротор на нижнем конце имеет крышку, в которой закреплена вертикальная упругая ось, опирающаяся на пластину из твердого сплава. На наружной стороне крышки имеется стальной диск, под которым внутри корпуса расположен торцевой статор, питаемый трехфазным током. Верхняя крышка ротора снабжена круглым отверстием, через которое с зазором проходят известные питательные и отборные трубки для газа.

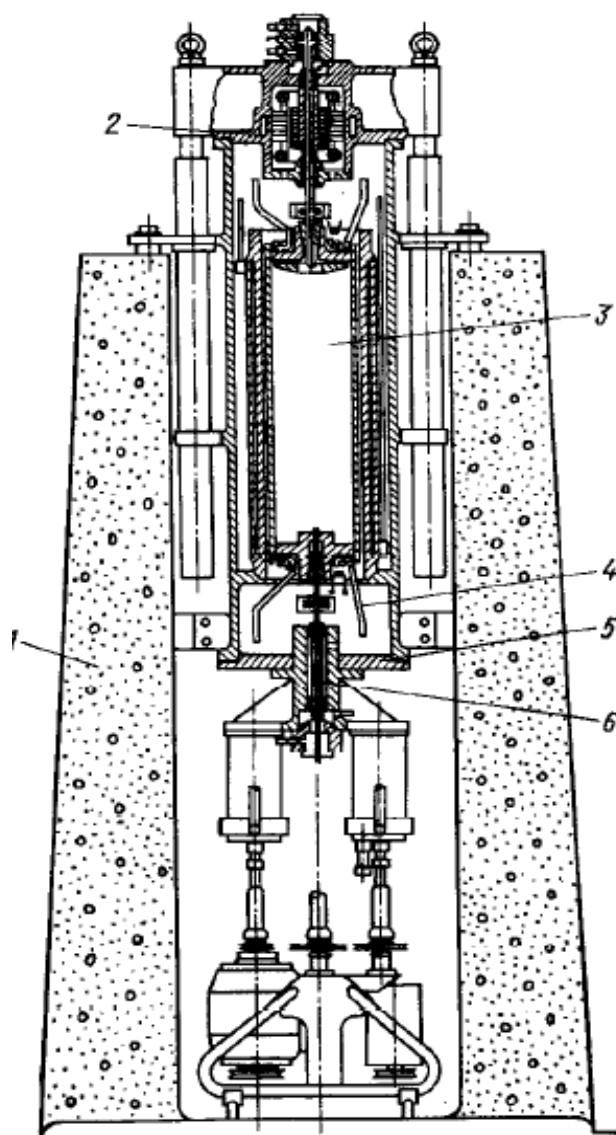


Рис. 3.9. Вертикальный разрез центрифуг Грота (ZG-3 и ZG-5) с жестким ротором: 1 – фундамент; 2 – электропривод; 3 – ротор; 4 – подводка к нижнему электронагревателю; 5 – корпус центрифуги; 6 – нижний подшипник с демпфирующим устройством

Через отверстие верхней крышки ротора проходят три трубки, из которых средняя, служащая для подвода газа, оканчивается в середине ротора, наружная трубка – вблизи верхней крышки и внутренняя – вблизи нижней крышки. Наружная и внутренняя трубки изогнуты в форме крюка против направления вращения ротора и перпендикулярно его оси и заканчиваются отверстиями, расположенными у оболочки ротора.

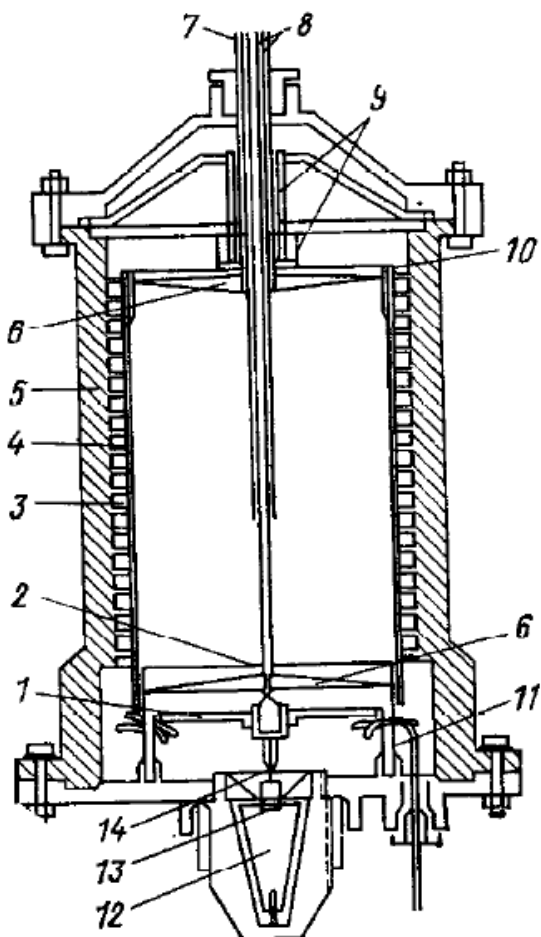


Рис. 3.10. Газовая центрифуга (запатентована в 1957 г.) фирмы «Дегусса» (ФРГ):
 1 – нижняя крышка;
 2 – диафрагма; 3 – винтовые пазы;
 4 – ротор; 5 – корпус;
 6 – отборные трубки; 7 – трубка питания;
 8 – трубка отбора и отвала; 9 – магнитное тело;
 10 – верхняя крышка ротора;
 11 – двигатель; 12 – демпфер;
 13 – подпятник; 14 – опорная игла

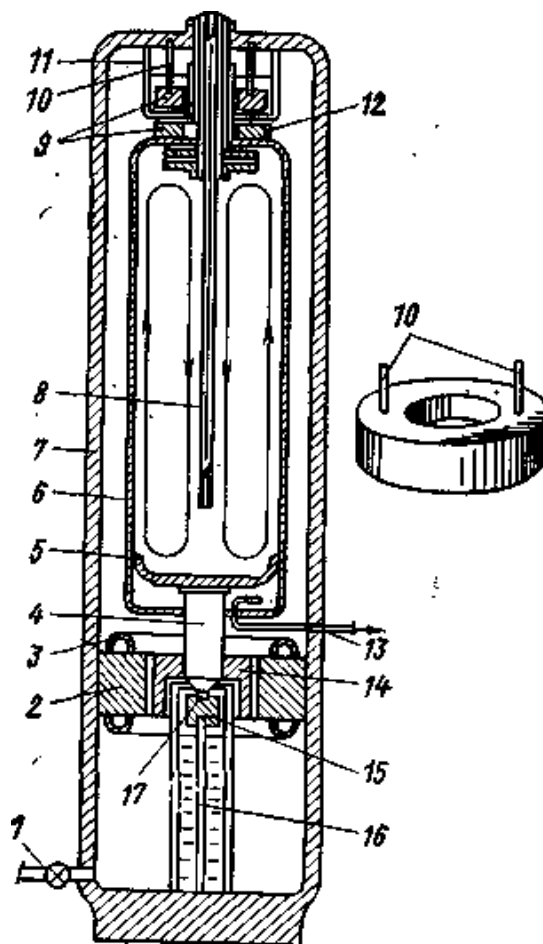


Рис. 3.11. Газовая центрифуга (Нидерланды): 1 – трубка вакуумного насоса; 2 – статор электродвигателя; 3 – обмотка двигателя; 4 – опорный стержень; 5 – перегородка; 6 – ротор; 7 – корпус; 8 – трубка питания; 9 – магнитные тела; 10 – упругая связь; 11 – емкость с жидкостью (демпфер); 12 – молекулярное уплотнение; 13 – отборники фракций; 14 – ротор электродвигателя; 15 – маятник; 16 – упругий стержень; 17 – опорная сфера

Над нижней отборной трубкой в роторе перпендикулярно оси расположена разделительная диафрагма с пропускными отверстиями, находящимися в центре и на периферии.

Давление ротора на игольчатую опору разгружается магнитами, расположенными над верхней крышкой ротора, имеющей насадку из ферромагнитного материала, и упруго соединенными с корпусом через демпфирующий элемент. Внутренняя сторона стенок корпуса имеет винтовые пазы или выступы. На верхней крышке ротора расположено газовое уплотнение в форме винтового лабиринта. Упругая ось, несущая ротор, вращается в направляющей втулке, жестко связанной с демпфирующим элементом, погруженным в масло.

Газовая центрифуга (нидерландский патент № 114093, патент США № 3216655: патентодержатели и изобретатели J. Wind и J. Los. Приоритет от 27.12.57 г. В качестве прототипа используются патенты США и ФРГ, в том числе № 10715997.) (рис. 3.11) (Нидерланды). Центрифуга состоит: из вакуумного корпуса; цилиндрического вертикального ротора внутри корпуса; одной неподвижной трубки для подачи газа, проходящей через отверстие на одном из концов ротора; устройства для отвода компонентов газов у одного и другого концов ротора; упорного подшипника, расположенного по оси ротора, со сферическим наконечником и сферическим подпятником, соединенным с корпусом; магнитной подвески, удерживающей ротор в вертикальном положении, но позволяющей в то же время верхней части упруго колебаться относительно оси ротора; демпфирующих устройств, соединяющих подпятник упорного подшипника и магнитное тело с корпусом, которые позволяют ротору безопасно «проходить» при запуске критическое число оборотов. После чего ротор может вращаться с надкритической скоростью.

3.3. История развития центрифужной технологии

Демонстрационные заводы фирмы «Юренко-Сентек». Введенные в эксплуатацию в Кейпенхерсте и Алмело демонстрационные опытно-промышленные центрифужные заводы E-21 и SP-3 с проектной разделительной мощностью по 200 тыс. ЕРР/год различаются как по конструкции и материалам центрифуг, так и по их компоновке и параметрам (см. табл. 3.4).

На английском заводе в Кейпенхерсте применяли докритические центрифуги с жестким коротким ротором. На голландско-немецком заводе в Алмело использовали надкритические центрифуги. Они заключены в цилиндрические алюминиевые герметичные кожухи высотой около 2 м и толщиной стенок 6–8 мм, позволяющие без разгерметизации выдерживать удар при динамическом разрушении ротора. Трубки

для подачи исходного материала и отвода отбора и отвала смонтированы на верхнем фланце центрифуги, а пластиковые трубки с охлаждающей водой и электрические кабели подведены к днищу сборки.

В Алмело центрифуги компонуются в группы, состоящие из четырех рядов, по 40 машин каждая. Две группы образуют ступень из 320 машин. Таких ступеней 120. Размещаются они в шести секциях по 20 ступеней каждая. Для обеспечения проектной мощности на заводе в Алмело смонтировано 38 400 центрифуг. Все они размещены в одном зале. В 1985 г. введен завод в Гронау (ФРГ).

Таблица 3.4.

Характеристики рубежных центрифуг

Параметр	Фирма «Юренко-Сентек»		США (Портсмут)	Япония (Ниигб-тоге, Рокасб)
	Великобритания (Кейпенхерст)	ФРГ и Нидерланды (Гронау и Алмело)		
Разделительная мощность, ЕРР/год	3–4,8	5–6; 12–20; 30–40	200–500	4–6; 13–15
Ресурс работы, лет	10	10	4–5 (до планового ремонта)	10
Тип	Докритический, G-1	Надкритический (несколько моделей), G-2, G-3 (1984 г.)	Надкритический, SET-3, SET-4, SET-5	Докритический (две модели)
Ротор:				
длина, мм	~1000	1500–2000	~10 000	~600 (RT-1); ~1700 (RT-2)
диаметр, мм	~200	~200	~900	150; 350
Окружная скорость, м/с	>450	>500	>700	>500
Материал	Композитные материалы, армированные стекловолокном и упрочненные углеволокном	Алюминиевый сплав, специальная сталь, композитные материалы	Специальная сталь, композитные материалы, армированные углеволокном	Мартенситостареющая сталь (RT-1); композитные материалы, армированные углеволокном (RT-2)

На английском заводе в Кейпенхерсте применялась блочная компоновка, упрощающая соединение центрифуг в ступени и каскады. Каждый блок включает от 32 до 40 машин; 60 блоков образуют ступень из 2400 центрифуг, соединенных параллельно. Блок в сборе имеет длину 2 м, ширину ~1 м, высоту ~1,25 м. Для обеспечения проектной мощности на демонстрационном заводе было установлено от 60 000 до 75 000 центрифуг, обеспечивающих каждая при годовом коэффициенте использования мощности равном 0,99, разделительную работу от 2,7 до 3,25 ЕРР в год. Ресурс работы – 10 лет. Мощность электропривода одной центрифуги 60 Вт. Из общей потребляемой электрической мощности завода 10 МВт 60 % использовалась на приводы вспомогательных систем, на освещение и другие нужды, а 40 % – непосредственно на вращение роторов центрифуг.

Годовая разделительная работа демонстрационных заводов невелика. Но она позволяла ежегодно обеспечивать первую загрузку слабообогащенным (~3 %) ураном одного реактора PWR или BWR мощностью 1000 МВт или ежегодную перегрузку одной трети активной зоны двух таких реакторов.

В 1979 г. начато сооружение промышленных центрифужных заводов: в Кейпенхерсте – Е-22 на $230 \cdot 10^3$ ЕРР/год с последующим увеличением до $800 \cdot 10^3$ ЕРР/год, в Алмело – SP-4 на $400 \cdot 10^3$ ЕРР/год. Одновременно в Гронау (ФРГ) (поблизости от Алмело) было начато сооружение фирмой «Урант» западногерманский завод. Его первая очередь на $400 \cdot 10^3$ ЕРР/год была введена в 1985 г.

В публикациях фирмы указывалось, что удельное потребление электроэнергии устанавливаемых центрифуг составляла около 100 кВт ч/ЕРР, т. е. в ~25 раз меньше, чем на диффузионном заводе фирмы «Евродиф».

Центрифуги Японии. Разработка центрифужного метода ведется в Японии с конца 60-х годов. Было разработано несколько моделей центрифуг. На сооруженном в 1975 г. каскаде С-2 установлено 247 центрифуг, на которых получен уран, обогащенный до 1,5 % ^{235}U . Испытывалась опытно-промышленная установка с 10 000 центрифуг. Центрифуги имеют следующие параметры: $v = 450$ м/с; $Z=60$ см; $2r_2 = 15$ см; рабочая температура 40 °С; давление газа у стенки ротора 200 мм рт.ст. (~27 кПа); $\alpha = 1,135$; разделительная мощность – 4 ЕРР/год. Стоимость опытно-промышленной установки 160 млн дол., т. е. 4000 дол/(ЕРР-год).

В дальнейшем была разработана также вторая модель центрифуги RT-2 (длина ротора ~1700 мм, диаметр ~350 мм), имеющая в 3–4 раза большую разделительную мощность, чем RT-1. Эта модель центрифуги выбрана для промышленного центрифужного завода мощностью 1,5 млн ЕРР/год, сооружение которого начато в Рокасё в 1986 г.

Центрифужный завод в США. Для промышленного применения первоначально предпочтение было отдано надкритическим центрифугам с большой длиной ротора (до 10 м), позволяющей при скоростях вращения до 550 м/с получить разделительную мощность до 600 ЕРР/год, т. е. в 100 раз большую, чем на центрифугах фирмы «Юренко-Сентек». Для первого промышленного завода разработан ряд моделей: SET-1, SET-2, SET-3, SET-4 и SET-5, различающихся нарастающей производительностью и, видимо, лучшими технико-экономическими параметрами. По оценкам, стоимость 1 ЕРР на заводах с центрифугами SET-2 сопоставима со стоимостью 1 ЕРР на газодиффузионных заводах, а с центрифугами SET-3 стоимость 1 ЕРР будет значительно меньше (табл. 3.5). Сообщалось, что расход электроэнергии на 1 ЕРР при центрифужном методе составлял 3–4 % расхода при газодиффузионном, т. е. 75–100 кВт ч. Модель SET-5 обеспечивала весьма малое потребление электроэнергии (~48 кВт ч/ЕРР). Обращает на себя внимание малый ресурс плановой межремонтной работы американских центрифуг (3–5 лет), что свидетельствовало или о недостаточной отработанности конструкции и технологии, или о свойствах применяемых материалов.

Таблица 3.5.

Стоимости 1 ЕРР для газодиффузионного и центрифужного (SET-3) заводов, дол. по курсу 1978 г. (данные DOE США)

Затраты	Диффузионный завод	Центрифужный завод
капитальные	46,70	66,20
на электроэнергию	75,20	2,90
эксплуатационные	2,40	16,80
Всего	124,30	85,90

Несмотря на принятое в 1977 г. решение о строительстве в Портсмуте большого промышленного центрифужного завода мощностью 8,8 млн ЕРР/год, Министерство энергетики США сообщило, что до 1989 г. будет сооружена только первая очередь, а дальнейшее расширение завода будет осуществляться путем ежегодного ввода модулей по 1,1 млн ЕРР/год. В июне 1985 г. было принято новое решение: прекратить все работы и финансирование по центрифугам, а развивать лазерную технологию разделения изотопов на атомарном паре (AVLIS).

3.4. Особенности центрифужного метода

Специфика конструкций докритических противоточных центрифуг такова, что их разделительная мощность весьма невелика и согласно данным табл. 3.4 составляла 3–8 ЕРР/год. При разделительной мощно-

сти единичной центрифуги 4 ЕРР/год для двух центрифужных заводов годовой производительностью 2 млн ЕРР каждый, требовалось 1 млн центрифуг. Уменьшить число центрифуг можно, применив более производительные машины. Путь к этому не только сверхвысокие окружные скорости вращения, но и роторы большой длины, что наиболее компактно решается в конструкциях надкритических центрифуг.

Разделительная мощность самой крупной ступени американского газодиффузионного завода в Падьюке составляла ~5540 ЕРР/год, а французского завода фирма «Евродиф» – 10 800 ЕРР/год. Таким образом, одной наиболее крупной американской или французской диффузионной машине (ступени) эквивалентны 1400–2700 параллельно включенных центрифуг завода в Алмело (4 ЕРР/год) или 400–800 центрифуг RT-2 (14 ЕРР/год) (Япония).

Для обеспечения большой разделительной работы необходимо иметь на центрифужных заводах огромное количество параллельно работающих центрифуг при относительно малом (в несколько десятков раз меньше по сравнению с диффузионным заводом) количестве разделительных ступеней, соединенных последовательно. Этим объясняется возможность построения из центрифуг каскадов, близких к идеальным (КПД = 0,99–1,0). Очень важно, что разделительную мощность центрифужных заводов можно непрерывно наращивать – она увеличивается пропорционально числу установленных центрифуг и вводимых в эксплуатацию комплектных модулей определенной производительности, например по 200 тыс. ЕРР/год, по 1,1 млн ЕРР/год. Это создает большую гибкость в сооружении каскадов различной мощности для обогащения определенного количества урана.

Из-за малого объема внутренней полости вращающегося ротора и меньших, чем в диффузионной ступени, давлений и тонкого слоя плотного газа центрифуги имеют незначительное заполнение UF_6 . Поэтому в равновесный режим каскад центрифуг может переводиться через очень короткое время после запуска, что является важным преимуществом центрифуг по сравнению с газодиффузионным каскадом. На центрифужном заводе малы потери времени для установления нового равновесного режима, его каскады могут маневреннее перестраиваться на новый режим работы. В то же время необходимость иметь столь огромное количество механически высоконапряженных и высокоточных по классу исполнения центрифуг создает особые проблемы обеспечения надежной эксплуатации центрифужного завода.

В идеальном каскаде число параллельно соединенных в отдельные блоки центрифуг, одинаковых по конструкции, может быть довольно значительным. Эти блоки представляют собой разделительную ступень,

подобную газодиффузионной ступени, и различаются значениями концентраций x_x и x_y . Необходимое число ступеней можно вычислить по теории Коэна [см. формулы (2.77) – (2.79)]:

$$Z = Z_{\text{обог}} + Z_{\text{обедн}} = \frac{1}{\varepsilon_{\text{ступ}}} \ln \frac{x_x (1 - x_y)}{x_y (1 - x_x)}. \quad (3.11)$$

Число ступеней обратно пропорционально коэффициенту обогащения или квадрату окружной скорости. Но так как коэффициент обогащения центрифуг может быть в несколько десятков раз выше коэффициента обогащения диффузионной ступени, то необходимое число ступеней при центрифужном методе соответственно будет меньше. Однако расход газа через одиночную центрифугу очень мал (миллиграммы в секунду). Внутренний циркуляционный поток также невелик. Поэтому в условиях вращения роторов в вакууме с очень малыми потерями на трение затраты мощности на прокачку газа в центрифугах в 20–30 раз меньше, чем в газодиффузионных установках при той же разделительной работе. Повышение окружной скорости как главного фактора увеличения коэффициента обогащения и разделительной работы центрифуги очень сильно влияет на все технико-экономические параметры центрифужного метода. Поэтому стремятся увеличить скорости вращения роторов, не снижая надежности и ресурса их работы.

Приведем данные примерного расчета центрифужного завода производительностью 1 млн ЕРР/год. Предположим, что он будет состоять из одинаковых центрифуг с разделительной мощностью 3 ЕРР/год (считая $\varepsilon = 0,10$, расход – 0,072 кг/ч). Пусть этот завод предназначен для получения урана 3 %-го обогащения при питании природным ураном и при содержании ^{235}U в отвале 0,2 %. Удельная разделительная работа для получения 1 кг такого урана равна 4,3 ЕРР.

Рассчитанное число необходимых ступеней составляет 22, из них 12 – в обогатительной ветви и 10 – в обеднительной. Для аналогичного по мощности и параметрам диффузионного завода потребовалось бы около 1605 ступеней (при $\varepsilon = 0,017$).

Необходимое число центрифуг при КПД = 0,96 составит 350 000. Такой центрифужный завод позволит в год получить 230 т обогащенного до 3 % урана (27 кг/ч) при расходе 1270 т/год природного урана (150 кг U/ч или 220 кг UF₆/ч). Завод может быть скомплектован из центрифуг в виде каскада, приближающегося к идеальному. Количество центрифуг может быть уменьшено, если применить более производительные машины.

Некоторые экономические оценки. Оценки английских, немецких (ФРГ) и голландских специалистов показало, что экономичность и кон-

курентоспособность центрифужного метода по сравнению с газодиффузионным может быть обеспечена при разделительной мощности единичной центрифуги более 2–3 ЕРР/год, при ресурсе ее работы не менее 10 лет и надежности эксплуатации, характеризующейся выходом из строя не более 1 % центрифуг в год.

Расчеты, проведенные фирмой «Юренко-Сентек» показывали, что созданные в ФРГ, Нидерландах и Великобритании центрифуги обеспечивали необходимую экономичность центрифужного завода при разделительной мощности 200–250 тыс. ЕРР/год. Такими модулями можно последовательно наращивать мощность центрифужного завода. Для ввода в строй диффузионного завода необходимо не менее 6 лет, а для ввода оптимального модуля центрифужного завода разделительной мощностью 1,1 млн ЕРР/год – 3 года.

Сравнение технико-экономических показателей обоих конкурирующих методов (см. табл. 4.1) показывает принципиальные преимущества центрифужной технологии, среди которых особо следует отметить небольшую удельную энергоемкость этой технологии, в 25–30 раз меньшую, чем у газодиффузионного метода. Поэтому в структуре себестоимости разделительной работы на центрифугах затраты на энергию составляют только 3–5 % вместо 45–55 % на газодиффузионном заводе.

Мощность, потребляемая центрифугой, затрачивается на покрытие механических и электрических потерь электропривода, аэродинамических потерь на трение ротора о газ (эти потери в условиях значительного вакуума невелики), а также потерь на трение.

Важная особенность конструкции первых центрифуг состоит в том, что для их изготовления нужна совершенно иная, чем для производства газодиффузионных машин, машиностроительная база. Газодиффузионные ступени – это сложные энергетические машины, мелкосерийное изготовление которых может быть осуществлено только на заводах крупного энергомашиностроения с передовой технологией. А современные центрифуги, например, фирмы «Юренко-Сентек» – это легкие, относительно небольшие, но очень точно выполненные и весьма динамически напряженные машины массового производства. Эта особенность технологии центрифуг делает ее недоступной для освоения в странах, не располагающих мощностями крупного энергомашиностроения и высококвалифицированными кадрами.

Основное направление развития центрифужного метода, как она была сформулирована в странах «Тройки», сводилось к усовершенствованию машин, обеспечению их высокой надежности и долговечности, увеличению разделительной мощности единичной центрифуги и, следовательно, к снижению удельных капитальных и эксплуатационных затрат и себестоимости выпускаемой продукции.

Глава 4 ПЕРСПЕКТИВНЫЕ МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ИЗОТОПОВ

4.1. Метод разделительного сопла

В ФРГ с 1970 г. под руководством проф. Беккера разрабатывался оригинальный метод разделения изотопов урана с помощью разделительного сопла. Уступая диффузионному методу по ряду технико-экономических показателей, метод разделительного сопла привлекает отсутствием столь сложного элемента, определяющего диффузионный процесс разделения, как пористые перегородки. Следует заметить, что изготовление разделительных ячеек (сопл) также требует очень высокой точности исполнения и обеспечения размеров, измеряемых микронами (радиус кривизны 50–100 мкм).

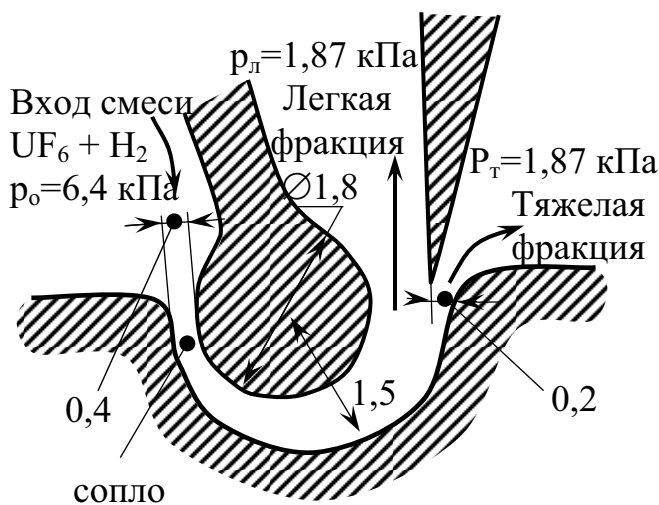


Рис. 4.1. Схема работы разделительного сопла (размеры – в мкм)

Метод разделения газовой смеси изотопов урана в сопле основан на явлении диффузии под действием центробежных сил. В результате расширения (степень расширения ~ 4) в сильно изогнутом сопле Лавала (см. рис. 4.1) струя газобразного UF_6 в смеси с водородом или гелием приобретает большую скорость. Под влиянием центробежных сил создается сепарация – потоки легкой фракции (обогащенной ^{235}U) и потоки тяжелой фракции (обедненной ^{235}U) разделяются. И далее по своим каналам отсасываются двухступенчатым компрессором. Первичный коэффициент обогащения методом сопла в несколько раз выше, чем при газодиффузионном методе, но и потребление электроэнергии на 1 ЕРР выше.

На рис. 4.2 показана принципиальная конструкция сепарирующего элемента трубчатого типа, имеющего 10 продольных сепарирующих

щелей-сопл. Сепарирующий элемент, выполненный из сплава Al-Mg, имеет длину 2 м и внешний диаметр 100 мм. Подобно пористым трубкам диффузионной ступени сепарирующие элементы (их 82) устанавливаются в большом ($\varnothing 2,2$ м) баке-делителе в три концентрических ряда. Каждая щель-сопло обеспечивает за год разделительную работу, равную 23 ЕРР, а вся ступень – 1900 ЕРР.

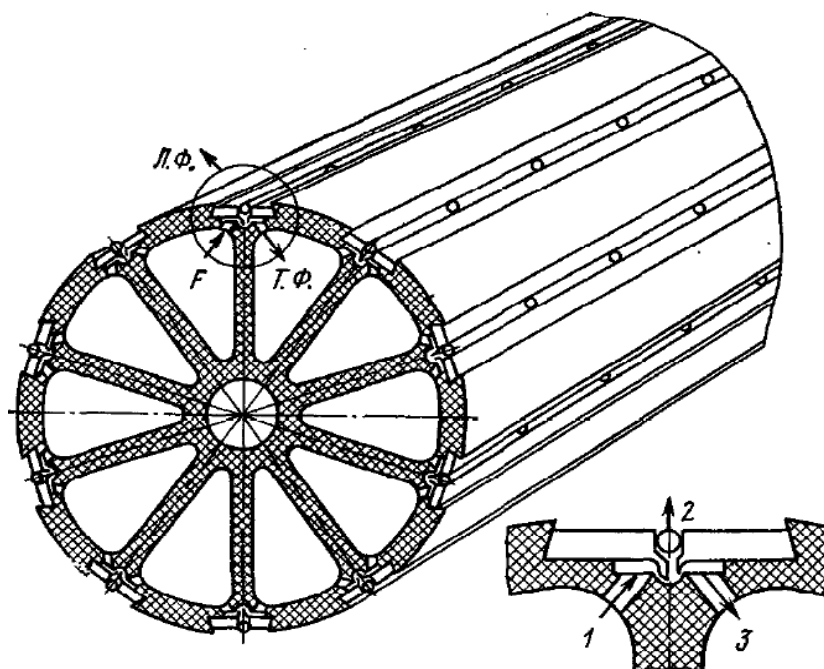


Рис. 4.2. Конструкция сепарирующего элемента:
1 – питание F ; 2 – легкая фракция (л.ф.) P ; 3 – тяжелая фракция (т.ф.) W

На рис. 4.3 показан продольный разрез разделительной ступени в сборе, имеющей вертикальную компоновку, аналогичную диффузионной ступени на заводе фирмы «Евродиф». Двухступенчатый центробежный компрессор рассчитан на объемный расход газовой смеси (5 % UF_6 и 95 % He) – $100\,000\text{ м}^3/\text{ч}$ и степень сжатия 4–5. Расчетное значение удельного расхода энергии $\sim 5500\text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{ЕРР}$, что более чем в 2 раза превышает удельный расход энергии при диффузионном методе. Повышенные затраты мощности объясняются не только необходимостью прокачивать огромные количества гелия, но и трудностями обеспечения вакуумной герметичности и пожаробезопасности.

По расчетам фирмы STEAG (ФРГ) для получения урана 3 %-го обогащения при $y = 0,25\text{--}0,3\%$ необходимо установить в каскад 270 ступеней указанного типа и 180 ступеней в 3 раза меньшей производительности, что позволит обеспечить общую разделительную работу, равную $520\,000\text{ ЕРР}/\text{год}$. Полезная мощность электропитания такого завода составит 370 МВт , а установленная – 500 МВт .

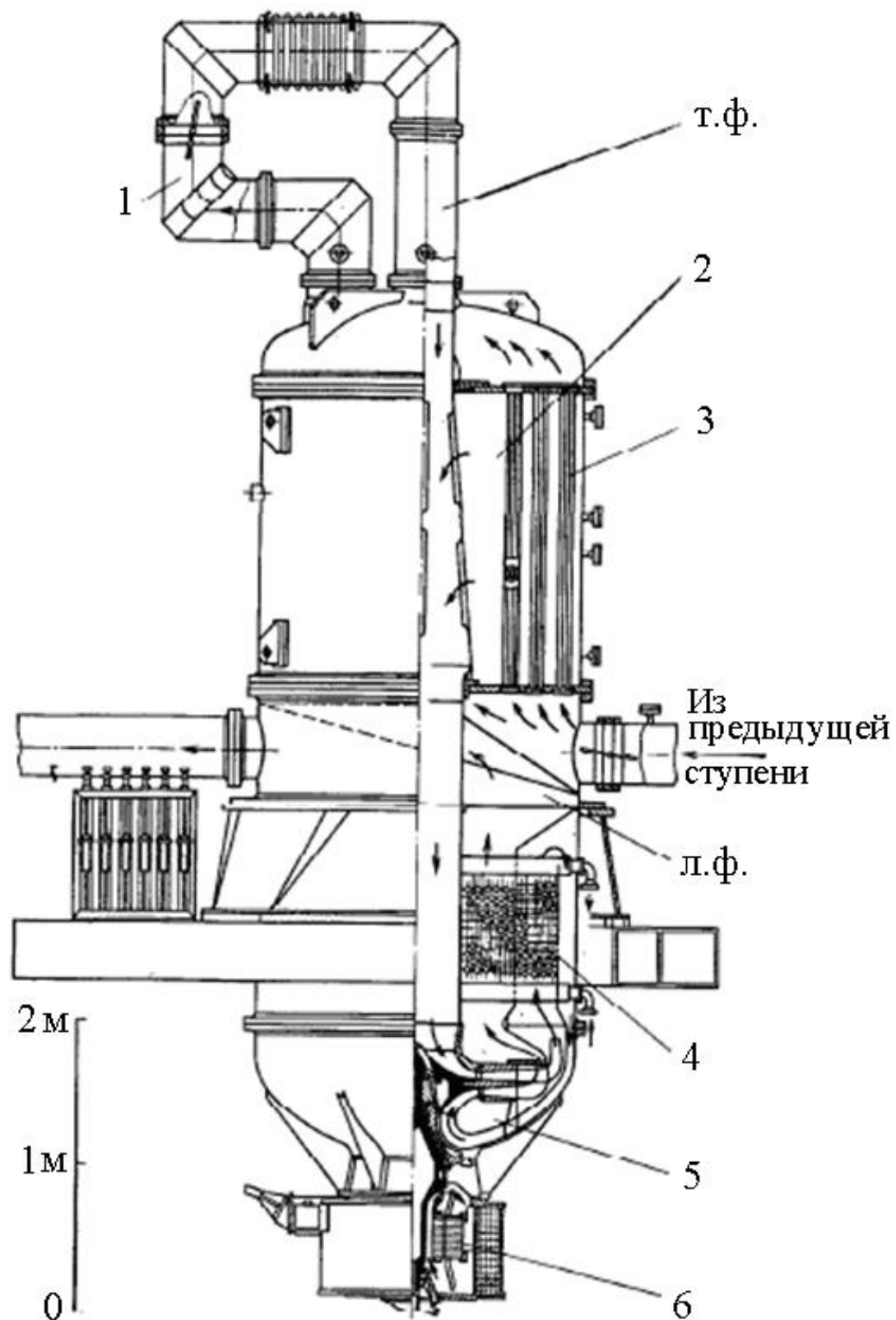


Рис. 4.3. Продольный разрез разделительной ступени в сборе:
 1 – дроссель, 2 – бак-делитель, 3 – сепарирующий элемент,
 4 – холодильник, 5 – компрессор, 6 – электродвигатель

В начале 80-х годов Бразилия заключила соглашение с ФРГ о сооружении нескольких АЭС с реакторами PWR и разделительного завода мощностью 0,2–1 млн ЕРР/год с использованием метода разделительного сопла.

В 1985–1986 гг. в Резенде (Бразилия) проведены испытания первого каскада опытного завода, состоящего из 24 ступеней с радиусом отклоняющей канавки 100 мкм. Построены и испытаны в ФРГ разделительные ступени трех типоразмеров (CR-33, CR-100, CR-300) с компрессорами производительностью 33, 100 и 300 тыс. м³/ч соответственно. В качестве газа-разбавителя использовался гелий. Разделительная мощность CR-300 с использованием разделительных элементов, изготовленных методом рентгеновской литографии и гальванопластики (LIGA-метод), оценивалась в 15–22 тыс. ЕРР/год (в 1,5–2 раза больше мощности самой крупной диффузионной ступени на заводе фирмы «Евродиф»).

4.2. Диффузия или центрифугирование

До того как была создана национальная фирма «Евродиф», в Западной Европе к практической реализации программы строительства разделительных заводов на основе кооперирования и сотрудничества приступили ФРГ, Нидерланды и Великобритания («Тройка»). Они отказались от развития диффузионного метода и приняли к разработке метод получения обогащенного урана с помощью противоточных ультрацентрифуг, обеспечивающий высокие технико-экономические показатели при работе на весьма больших скоростях вращения роторов.

«Тройка» образовала объединенную фирму «Юренко» (Urenco – Uranium Enrichment Corporation). На основе разработок и исследований этой фирмой в 1972 г. сооружены два небольших опытных завода ультрацентрифуг: в Алмело (Нидерланды) и в Кейпенхерсте (Великобритания). В 1977 г. здесь пущены в эксплуатацию первые очереди заводов разделительной мощностью по 50 тыс. ЕРР/год. Центрифужный завод в Кейпенхерсте размещен на территории, где находится и газодиффузионный завод, что позволяет использовать кадры, накопленный опыт аналогичного производства и сравнивать два метода в процессе эксплуатации.

Успешная эксплуатация опытных заводов позволила «Тройке» принять решение о сооружении и пуске в 1980–1985 гг. двух крупных заводов – в Алмело и Кейпенхерсте – разделительной мощностью каждый до 1 млн ЕРР/год с доведением ее в дальнейшем до 6 млн ЕРР/год. Специалисты фирмы «Юренко» (впоследствии она была реорганизована и получила наименование «Юренко-Сентек») считали, что центрифуж-

ные заводы экономически вполне конкурентоспособны с газодиффузионными заводами по обогащению урана. Потребляемая центрифугами электроэнергия на 1 ЕРР в 25 раз меньше, чем потребляемая диффузионными машинами. Проектный срок службы центрифуг без ремонта – 10 лет при планируемом выходе из строя – 0,5 % машин в год.

В Японии велись разработки и тщательные исследования обоих методов разделения изотопов урана – газодиффузионного и центрифужного. Сравнение их показало, что центрифужный метод предпочтительнее. В 1984 г. фирма PNC начала сооружение первого японского промышленного центрифужного завода с центрифугами собственной конструкции. Разделительная мощность первой очереди 2 млн ЕРР/год.

Состояние с использованием мощностей центрифужных заводов (на 1983 г.) приведено в табл. 4.1.

Объединенный комитет по атомной энергии Конгресса США, рассматривавший в ноябре 1974 г. вместе с представителями фирм перспективы и планы развития промышленности США по обогащению урана, признал, что центрифужный метод имеет существенные преимущества. Этот комитет, однако, проявил осторожность в вопросе о готовности центрифужного метода для его крупномасштабного применения в США, считая, что уровень технологии (1974 г.) позволяет вести строительство пока только нескольких опытно-промышленных установок малой мощности (до 300–1000 тыс. ЕРР/год).

Таблица 4.1

Заводы по обогащению урана центрифужным методом

Название	Страна-владелец	Фирма	Разделительная мощность, 10 ³ ЕРР/год	Начало эксплуатации
Опытные установки				
в Кейпенхерсте	Великобритания	Юренко	~59	1973
В Алмело	Нидерланды, ФРГ		~75	1972
В Оак-Ридже	США		~25	1978
В Торрансе	США		~25	1976
В Нингё-тогё	Япония		50–75	1979–1981
Демонстрационные заводы				
В Кейпонхерсте	Великобритания	Юренко	~230	1977–1979
В Алмело	Нидерланды, ФРГ		~200	1979

Окончание табл. 4.1.

Название	Страна-владелец	Фирма	Разделительная мощность, 10^3 ЕРР/год	Начало эксплуатации
Промышленные заводы				
В Кейпенхерсте, Е-22	Великобритания	Юренко	230–800	1981–1985
В Алмело, SP-4	Нидерланды, ФРГ		400–1000	
В Гронау	ФРГ	Юренко-Денчланд	>1000 (ввод очередями)	С 1935
В Рокасё	Япония PNC		200–2000 (ввод очередями)	1984–1988 (1-я очередь)

В 1975 году специальный комитет по изучению различных аспектов топливного цикла при ERDA рекомендовал правительству США расширить программу по разработке центрифужного метода для строительства в ближайшее время промышленных установок. После ряда лет форсированных опытно-конструкторских работ, которые велись несколькими фирмами («Гаррет», «Юнион карбайд», «Экссон нуклеар», «Центар»), центрифужный метод разделения был признан и в США.

В июле 1977 г. президентом США принято решение построить к 1994 г. в Портсмуте, рядом с диффузионным заводом, первый промышленный завод по обогащению урана с газовыми центрифугами на разделительную мощность 8,8 млн ЕРР/год. Капиталовложения в этот завод, состоящий из восьми корпусов, оценивалось в сумму 10 млрд дол. На нем должны работать 4000 чел. Вместе с модернизированными имеющимися диффузионными заводами общую разделительную мощность заводов США к 1990 г. планировалось довести до 30 млн ЕРР/год.

Однако в мае 1985 г. администрацией США по докладу Управления по оценке технологий (РЕВ) принято решение прекратить работы по центрифужному методу, остановить и законсервировать сооружение первой очереди завода, где уже было установлено 1700 центрифуг SET-3 общей разделительной мощностью 340 тыс. ЕРР/год.

Вместо центрифуг решено дальнейшее развитие разделительных мощностей в США вести по лазерному методу AVLIS (Atomic Vapour Laser Isotopic Separation).

В табл. 4.2 приведены технико-экономические показатели газодиффузионного и центрифужного методов обогащения урана.

Таблица 4.2

Основные технико-экономические показатели разделительных заводов
(дол. США по курсу 1975 г.)

Показатель	Газодиффузионный	Центрифужный
Коэффициент разделения:		
фактически достигнутый	1,0018	1,2–1,355
теоретический	1,00429	1,4–2,0
Число разделительных ступеней для получения обогащенного урана ($X=3\%$ при $y=0,2\%$, $c_0=0,711\%$)	1400	10–15 (докритичные центрифуги)
Максимальная разделительная мощность одной диффузионной ступени и одной центрифуги, ЕРР/год	10 800	3–6 (докритичные центрифуги) 30–300 (надкритичные центрифуги)
Период установления равновесного режима при обогащении до 3 % и отвале 0,2 %, сут	25	–0,1
Удельные капиталовложения, дол/(ЕРР-год)	300–400 (450, включая сооружение АЭС)	260–450
Удельный расход электроэнергии, кВт-ч/ЕРР	2370–2500	<100
Удельная мощность, необходимая для питания электроэнергией, кВт/(ЕРР-год)	0,3	<0,015
Продолжительность строительства завода, год	9	2–3
Минимальная мощность завода для получения оптимальных показателей, ЕРР/год	$9 \cdot 10^4$	$(1-2) \cdot 10^6$
Экономичный период амортизации, год	20–25	10–15
Стоимость 1 ЕРР, дол. (по оценкам 1975 г.)	79	70

4.3. Сравнение лазерных и центрифужного методов разделения

С 1972 г. в США наряду с центрифужным интенсивно разрабатывался лазерный метод разделения изотопов урана, пригодный также для разделения изотопов плутония и других элементов. Работы велись одновременно в трех научно-исследовательских центрах (Ливемор, Лос-Аламос, фирма «Екссон»). В 1982 г. Министерство энергетики США

(DOE) приняло решение финансировать в дальнейшем только работы Ливерморской национальной лаборатории им. Лоуренса, где была к тому времени создана опытная установка мощностью (лазера) около 300 Вт, доказавшая возможность промышленного внедрения лазерного метода разделения изотопов урана и его экономичность по сравнению с другими методами, разработанными в США.

В июне 1985 г. лазерный метод AVLIS был принят к дальнейшей разработке в целях промышленного использования, как наиболее перспективный в США. Вслед за США исследования по лазерному методу были развернуты во Франции и Японии.

При решении использовать в США вместо центрифужного лазерный метод разделения изотопов урана в качестве основного довода приводились результаты расчетов, выполненные специальной экспертной Комиссией по оценке технологии РЕВ, которые показали экономические преимущества лазерного метода (см. рис. 4.4).

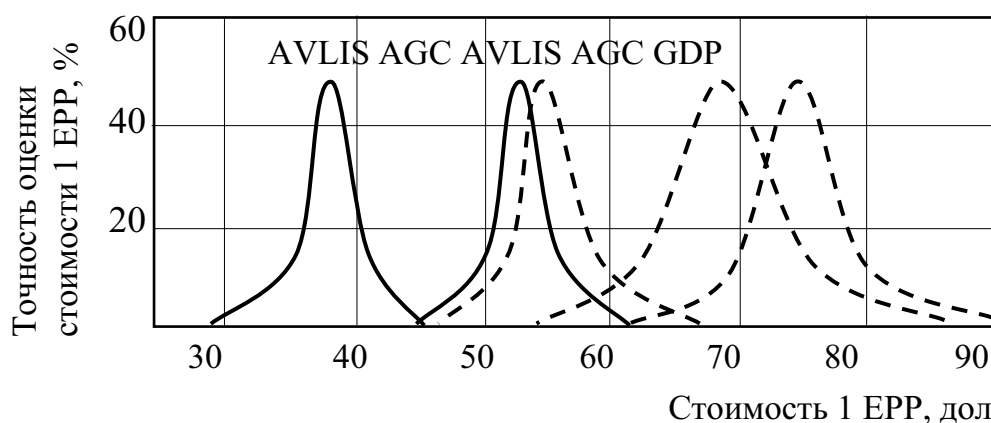


Рис. 4.4. Оценки стоимости 1 ЕРР Комиссии по оценке технологий РЕВ США теоретические (—) и по данным РЕВ (- - - -): AVLIS – лазерный метод разделения изотопов на атомарном паре урана; AGC – усовершенствованные центрифуги; GDP – существующие в США газодиффузионные заводы

Однако уже в ноябре 1985 г. на ежегодном собрании Атомного промышленного форума США было высказано мнение, что принятое Министерством энергетики решение ошибочно, что лазерная технология еще не доработана для промышленного внедрения и может не оправдать возлагаемых на нее надежд. Позже Министерством энергетики США (DOE) заявило, что начало сооружения первого завода лазерного разделения планируется не ранее 1995 г. с вводом первой очереди в 1998 г.

На X ежегодном симпозиуме Уранового института (Лондон, 1985 г.) представитель консорциума «Юренко» заявил, что их техноло-

гия центрифугирования (а она существенно отличалась от американской) сохраняет свою конкурентоспособность и что общие затраты фирмы на исследования и разработки, на строительство и ввод в эксплуатацию трех заводов «Тройки» значительно меньше затрат США на незавершенные исследования и разработки центрифуг.

По-видимому, попытки отказа США от центрифужного метода связан с неудачно выбранной принципиальной концепцией конструкции американских центрифуг; а именно с их резко (в ~5 раз) увеличенными (по сравнению с европейскими и японскими центрифугами) габаритными размерами (диаметр ротора ~0,9 м, высота ротора ~10 м). Такие параметры роторов были выбраны в целях получения большой единичной разделительной мощности центрифуги, превосходящей в 20–30 раз показатели подкритических центрифуг конструкции фирмы «Юренко», что, казалось, гарантирует более высокую конкурентоспособность американской технологии. Однако невысокая надежность американских центрифуг типа SET-3 со сроком службы 3–5 лет обусловила значительные амортизационные отчисления, составляющие более 66 % всех годовых эксплуатационных затрат. Все это дало основание экспертам РЕВ при оценке лазерной, центрифужной и диффузионной технологий показать экономическую предпочтительность лазерного метода, разработанного в США и обещающего, по их мнению, обеспечить наиболее дешевую разделительную работу.

Нельзя исключить и то, что помимо экономических оценок на окончательное решение США могли повлиять и другие, неизвестные нам факторы, например неизбежные для столь динамически напряженных условий работы аварийные разрушения отдельных крупногабаритных роторов или целых групп их в ходе экспериментальных или пусконаладочных работ в каскадах и тяжелые последствия таких разрушений. Подобные факты могли породить сомнения и неуверенность в технической надежности и устойчивой коммерческой эксплуатации будущих Заводов, состоящих из многих тысяч подобных центрифуг, вращающихся со скоростью, превышающей 500 м/с.

Из-за большой засекреченности работ трудно понять, почему, затратив первоначально более 15 лет на исследования и разработки и израсходовав свыше 4 млрд дол. США столь внезапно прекратили работы и их дальнейшее финансирование. При этом были законсервированы уже смонтированных 1700 центрифуг на предприятии, столь отличающемся технически от центрифужных заводов «Тройки».

Европейские фирмы «Тройки» и Япония развивали и использовали во все возрастающих масштабах технологию обогащения урана с применением центрифуг.

4.4. Цена обогащенного урана

Цена обогащенного U, предназначенного для изготовления ядерного топлива, определяется двумя видами затрат: на разделение изотопов U и на оплату исходного сырья, поставляемого на разделительный завод в виде UF₆ природного состава в твердой или жидкой фазе.

На обогащение или дообогащение может поступать после соответствующей очистки и фторирования не только природный, но и регенерированный уран, извлеченный из отработавшего в реакторе ядерного топлива. Этот уран может иметь содержание ²³⁵U меньше или больше 0,711 %. При определении его удельного расхода как исходного сырья для обогащения он приводится к концентрации природного урана. При определении его цены учитываются все затраты по хранению, транспортированию, радиохимической регенерации, включая затраты на переработку и длительное хранение радиоактивных отходов, а также по превращению регенерированного урана в гексафторид.

Цена 1 кг обогащенного урана C_x (с обогащением X , %), получаемого в виде гексафторида из природного урана, может быть с большой степенью точности рассчитана по уравнению:

$$C_x = C f_0 + C_p n_{EPP} = C_c(X - y) / (C_0 - y) + C_p n_{EPP}, \quad (4.2)$$

где C_c – оптовая цена 1 кг природного топлива в виде гексафторида: $f = (X - y) / (C_0 - y)$ – расходный коэффициент, определяющий количество природного урана, необходимого для получения 1 кг обогащенного урана при заданном содержании ²³⁵U в отборе, отвале и питании (X, y, C_0), – приводится без учета потерь сырья в технологическом процессе (эти потери весьма малы и далее в расчетах не учитываются); C_p – цена 1 ЕРР, установленная на основе стоимости затрат в разделительном производстве. Она отражает все затраты на производство обогащенного урана как эксплуатационные, так и постоянные, а также прибыль; $n_{EPP} = \Delta / P$ – количество единиц разделительной работы, необходимой для получения 1 кг обогащенного урана при заданных значениях X и y . На рис. 4.5 приведена зависимость цены 1 т обогащенного (до 3 %) урана от содержания ²³⁵U в отвале. Видно, что при принятых в расчете ценах оптимальное содержание в отвале ²³⁵U $y = 0,2 - 0,3$ %.

Оптовая отпускная цена природного урана, поступающего на обогащение, в России определялась по усредненным данным производства многих объединенных горно-металлургических и аффинажных заводов. В нее входили все затраты производственного цикла: добыча из недр, извлечение из руд, очистка и получение товарного химического концентрата, а также все последующие химико-металлургические переделы, включая получение чистых химических концентратов и превращение урана в

гексафторид, удовлетворяющий техническим требованиям на его поставку разделительному заводу. Сюда относят и все связанные с производством транспортно-складские, административно-хозяйственные затраты, а также начисления и прибыль, которая должна обеспечивать установленный нормативный уровень рентабельности. Природный уран может быть приобретен со стороны (импортирован) по определенной коммерческой цене. Он может быть поставлен в виде полуфабриката – концентрата закиси-окиси (U_3O_8) в виде тетрафторида или в другой форме. В этом случае в цену природного урана должны быть включены все затраты, связанные с очисткой, фторированием и получением готового кондиционного продукта – гексафторида урана, с его затариванием в специальные емкости и транспортированием на разделительный завод.

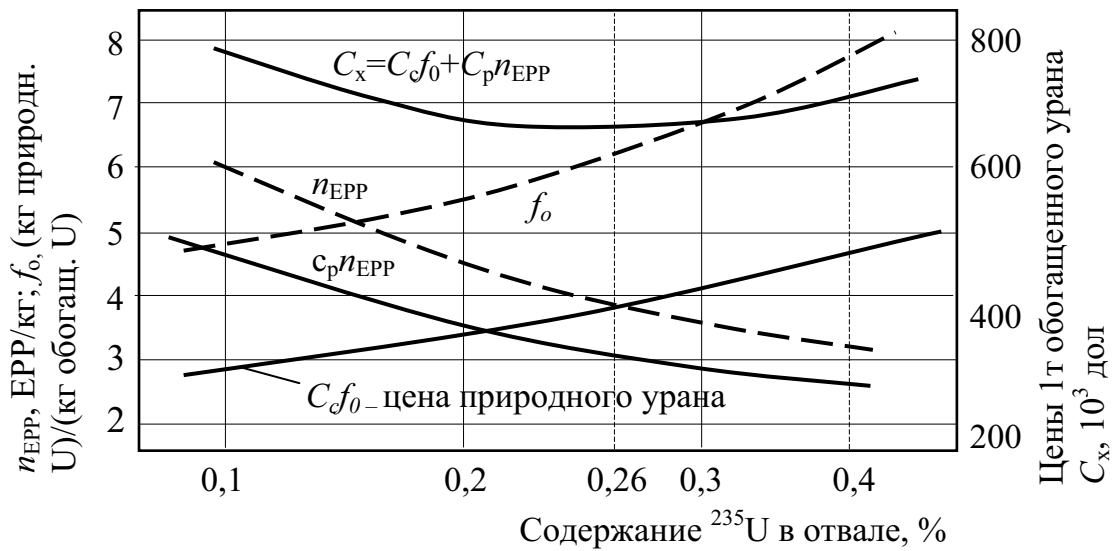


Рис. 4.5. Зависимость цены 1 т обогащенного до 3 % урана от содержания ^{235}U в отвале (принято произвольно, что $C_c=60$ дол/кг; $C_p=80$ дол/EPP)

Необходимая работа разделения, отнесенная к 1 кг обогащенного урана и выраженная в EPP, EPP/кг:

$$n_{EPP} = \frac{\Delta U}{P} = V(x) + \frac{x-c_0}{c_0-y} V(y) - \frac{x-y}{c_0-y} V(c_0). \quad (4.3)$$

Подставив (4.3) в (4.2), получим выражение для цены обогащенного U (при применении природного U для питания разделительного завода):

$$C_x = C_c \frac{x-y}{c_0-y} + C_p \left[(2x-1) \ln \frac{x}{1-x} + \frac{x-c_0}{c_0-y} (2y-1) \ln \frac{y}{1-y} - \frac{x-y}{c_0-y} (2c_0-1) \ln \frac{c_0}{1-c_0} \right]. \quad (4.4)$$

По этой формуле можно найти такое значение y , которое отвечает требованию минимального значения C_X , т. е. наименьшей цене обогащенного урана при заданных C_c , C_p , X и C_o .

Дифференцируя выражение (4.4) по y и приравнявая $dC_X/dy = 0$, получаем следующую аналитическую зависимость оптимального содержания ^{235}U в отвале y_o от отношения цены 1 кг природного урана C_c к цене C_p единицы работы разделения:

$$\frac{C_c}{C_p} = (1 - 2c_o) \ln \frac{y_o(1 - c_o)}{(1 - y_o)c_o} + \frac{(y - 2y_o)(c_o - y_o)}{y_o(1 - y_o)}. \quad (4.5)$$

График зависимости (4.2) приведена на рис. 4.6. При изменении C_c/C_p от 0,2 до 1,3 оптимальное содержание ^{235}U в отвале y_o составляет 0,4–0,2 %.

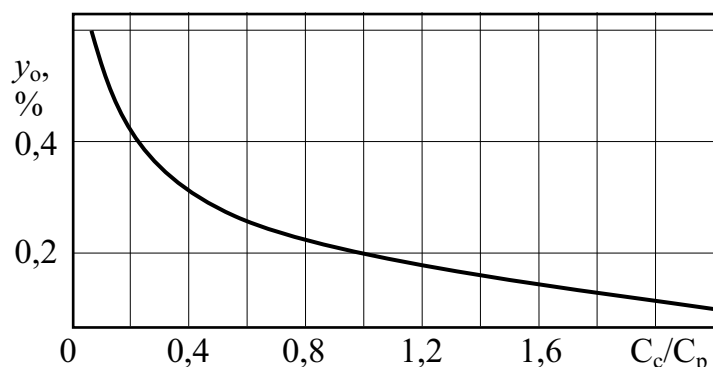


Рис. 4.6. Зависимость оптимального содержания ^{235}U в отвале раздельного завода от отношения цены природного урана к цене единицы работы разделения

Если фактические и прогнозируемые мировые цены на природный уран и на работу разделения укладываются в указанный диапазон отношений C_c/C_p (см. рис. 4.7), то, вероятно, и экономически оптимальные значения y_o в отвалах будут также находиться в указанном диапазоне. При удешевлении раздельной работы, например при соотношении $C_c/C_p > 2$, оптимальный отвал будет при $y < 0,1$ %.

Динамика цен за обогащение урана. Цену 1 ЕРР на международном рынке практически всегда определяли США. Для коммерческих расчетов установленная в США цена 1 ЕРР очень высока и нестабильна, что объясняется в основном инфляцией и увеличением цен на нефть, газ, электроэнергию. В 1986 г. цена 1 ЕРР была 26 дол., затем – 32 и 36 дол., в 1974 г. – 38,5 дол., в 1975 г. поднялась до 42,1 дол., а с 20 августа 1975 г. по долгосрочным контрактам на основе твердых обязательств была установлена 53,35 дол. Для заказчиков, контракты с которыми предусматривают поставку обогащенного урана по требованию, с декабря 1975 г. цена была поднята до 60,95 дол. (прежняя цена – 47,8 дол.). К октябрю 1977 года эти цены возросли до 61,3 и 69,8 дол. за 1 ЕРР. В 1979 году цены вновь были подняты до 88,65 дол./ЕРР по твердым контрактам и до 98,3 дол./ЕРР для срочных поставок (по требованию). В 1982 г. цена по контрактам составляла 138,6 дол./ЕРР.

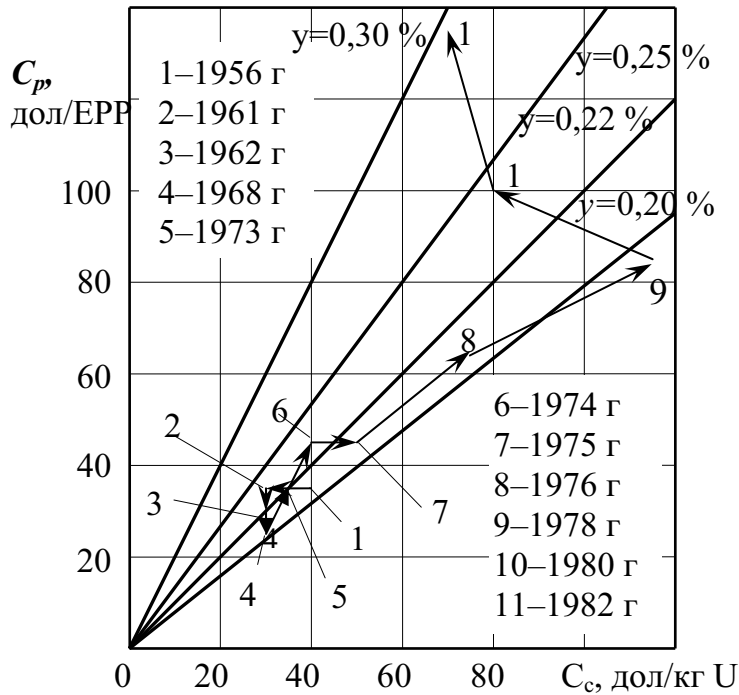


Рис. 4.7. Динамика изменения цен на природный уран и на разделительную работу в США (фактические данные) с учетом содержания изотопа ^{235}U в отвале y

зионного завода в Трикастене («Евродиф») и наращивания мощностей трех центрифужных заводов фирмы «Юренко», вызвала в США снижение цены за услуги по обогащению урана до 125 дол/ЕРР в 1985 г. Фирма «Евродиф» предложила более низкую цену – 95 дол/ЕРР, а в перспективе возможно и еще снижение. Фирма «Юренко» рассчитывает на снижение цены за 1 ЕРР после 1990 г. до 60 дол. вследствие дальнейшего совершенствования центрифужной технологии и роста мощностей.

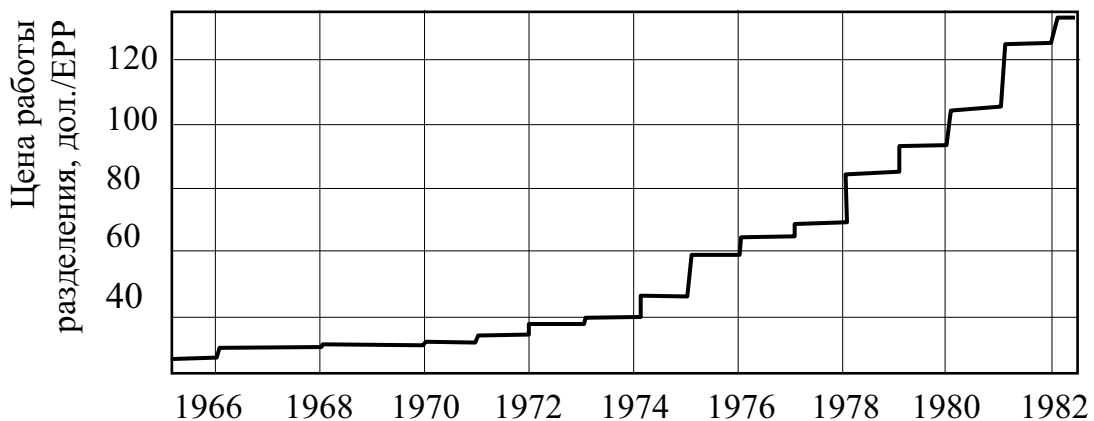


Рис. 4.8. Динамика роста цен, устанавливаемых в США за 1 ЕРР

На рис. 4.8 дан график роста цен на 1 ЕРР. Пользуясь почти монопольным положением на мировом рынке обогащательного сервиса, США обосновывают рост цены за обогащение урана не только удорожанием топлива и электроэнергии, инфляцией и ростом эксплуатационных затрат. США относила на стоимость обогащения урана и затраты на модернизацию своих диффузионных заводов.

Конкуренция, ставшая особенно ощутимой после сооружения во Франции диффу-

Расчетные затраты, относимые в США на 1 ЕРР, при диффузионном методе разделения составляли по калькуляции 1967 г. (табл. 4.3) из следующих компонентов: затраты на электроэнергию (50 %), постоянные затраты (33 %) (амортизация оборудования, проценты на капитал, налоги) и эксплуатационные затраты (17 %) (зарплата, ремонт, административно-хозяйственное обеспечение). В калькуляцию по статье «постоянные затраты» включены также затраты на НИР и ОКР по совершенствованию методов разделения. В период 1974–1984 гг. по всем статьям расчетной калькуляции, приведенной в табл. 4.3, происходил ежегодный рост цены 1 ЕРР.

Таблица 4.3

Калькуляция расчетной цены 1 ЕРР на модернизированных диффузионных заводах США (дол. по курсу 1973 г.) и не подвергающихся модернизации (дол. по курсу 1967 г.)

Наименование	1967 г. (до модернизации)	1973 г. (после модернизации)
Постоянные затраты	7,73	24,77
в том числе:		
амортизационные отчисления, проценты на капитал	6,58	23,39 0,27
отчисления на инвентарное заполнение каскадов исходным продуктом	1,15	1,11
Эксплуатационные затраты:	14,77	26,31
в том числе:		
плата за электроэнергию	11,28	24,03
исследования и разработки	0,87	0,36
прочие	2,62	1,92
Стоимость 1 ЕРР, дол.	22,50	51,08
Цена 1 ЕРР (прибыль 15 %), дол.	26,00	58,47

В расчетах (см. табл. 4.3) использовано: разделительная мощность завода 9,75 млн ЕРР/год; капитальные затраты ~1400 млн дол. (по курсу 1973 г.); удельные капитальные затраты 137–160 дол/(ЕРР-год), потребляемая мощность 2000–2400 МВт, удельная мощность 0,23–0,275 кВт/(ЕРР-год), удельное потребление энергии 2100–2400 кВт-ч/ЕРР; цена 1 кВт-ч –1,0–1,15 цента (в 1967 г. ~0,45 цента).

Обогащительный сервис США и его условия. США заключают крупные контракты на обогащительный сервис со странами-владельцами АЭС. Для услуг по обогащению в США установлены две разновидности контрактов: на единовременные заказы, действующие короткий срок, и на

долговременные – до 30 лет с правом уточнять спецификацию и сроки поставки в пределах обусловленного договором общего объема обогащенного урана с ориентировочным содержанием в нем ^{235}U . Заказчик имеет право распоряжаться отвалами обедненного урана. Установлен стандартный коэффициент потерь при потреблении заказчиками отвалов (0,5 %). Исходное сырье поставляется заказчиком в виде гексафторида урана, который должен отвечать определенным техническим требованиям.

Коэффициенты расхода природного урана и значения требуемой разделительной работы берутся по официальным таблицам. В 1974 г. в США были опубликованы критерии по контрактам на обогащение и шкала неустоек в случае расторжения контрактов на основе фиксированных твердых обязательств. В зависимости от времени уведомления о намерении заказчика расторгнуть контракт с него взимаются различные проценты от стоимости аннулированных услуг (например, от 0 до 1 года – 57,3 %, от 1 до 2 лет – 53,6 %, от 2 до 3 лет – 50,8 %, постепенно снижаясь, неустойки при уведомлении за 9–10 лет до срока действия контракта составляют 23,9 %). Принятие этих условий свидетельствует о значительных издержках, которые возникают при нарушениях установленного технологического режима и отклонениях в загрузке диффузионных заводов, что связано с особенностями диффузионной технологии. США, теряя рынок обогатительного сервиса, вынуждены периодически пересматривать цены и смягчать условия своих услуг.

Отвальный уран. Применение обогащенного урана в ядерной энергетике с реакторами на тепловых нейтронах сопровождается непрерывным накоплением запасов обедненного U в отвалах разделительных заводов. Отвалы получаются как при разделении природного, так и при дообогащении регенерируемого урана, извлеченного из отработавшего топлива АЭС.

Цена 1 кг получаемого на разделительном заводе обедненного урана, идущего в отвал и поступающего на длительное хранение, не учитывается при определении цены 1 кг обогащенного урана. Считается, что она невелика и ею можно пренебречь. Однако отвальный уран имеет скрытую стоимость: он почти полностью состоит из воспроизводящего материала ^{238}U и содержит определенное количество ^{235}U , который может быть частично или почти полностью когда-нибудь извлечен. Кроме того, он содержит много фтора (третью часть массы). Поэтому можно рассматривать все отвалы обедненного урана не только как основной ресурс воспроизводящего материала для зон воспроизводства реакторов на быстрых нейтронах, но и как бедное (по сравнению с природным ураном) исходное сырье для получения урана с природной концентрацией ^{235}U (восстановленный природный уран). В этом случае отвал мож-

но рассматривать и как полуфабрикат, т. е. продукт незавершенного производства в технологическом цикле получения природного урана. Конечно, более глубокое извлечение ^{235}U из отвалов должно быть экономически оправдано и производственно обеспечено. В таком случае цену 1 кг обедненного урана можно было бы определить, исходя из затрат на получение из него как исходного питающего сырья восстановленного природного урана. При этом цена такого восстановленного природного U должна соответствовать установившейся в данный период времени максимальной цене природного урана, добываемого из недр, использование которого в ядерной энергетике считается рентабельным.

Рассмотрим этот вариант. Для упрощения расчетов будем считать, что и при получении восстановленного природного урана ценой нового (более обедненного) отвала можно пренебречь. Этот новый отвал теперь может рассматриваться только как сырьевой воспроизводящий материал, позволяющий использовать замороженные на многие годы ресурсы. Пока эти ресурсы не являются товаром, они не имеют и определенной цены. Однако их долговременное хранение требует затрат: на затаривание, транспортирование, сооружение складов, обеспечение безопасности хранения, контроль и охрану. Поэтому цена отвалов и по этим причинам не может быть равна нулю.

По условию $X = c_0 = 0,711\%$; содержание ^{235}U в отвале, идущем на питание каскада, обозначим y , а содержание ^{235}U в новом, более бедном отвале – y_1 (при этом $y > y_1$). По аналогии с (4.2):

$$C_c = C_{\text{отв}} f_{\text{отв}} + C_p n_{\text{ЕЕРР}}. \quad (4.6)$$

Отсюда цена 1 кг отвального урана $C_{\text{отв}}$ с содержанием ^{235}U , равным $y > y_1$, составит

$$C_{\text{отв}} = (C_c - C_p n_{\text{ЕЕРР}}) / f_{\text{отв}}, \quad (4.7)$$

где $f_{\text{отв}} = (c_0 - y) / (y - y_1)$ – коэффициент расхода отвального урана для получения 1 кг урана с содержанием ^{235}U , равным природному при заданных концентрациях y и y_1 кг отвального урана/кг восстановленного природного урана; $n_{\text{ЕЕРР}}$ – количество единиц разделительной работы, необходимой для получения из отвала 1 кг урана с содержанием ^{235}U , равным содержанию в природном уране при заданных y и y_1 .

Пример. Определить $C_{\text{отв}}$ при следующих условиях: $y = 0,36\%$, $y_1 = 0,2$ и $0,1\%$, $C_c = 80$ дол/кг; $C_p = 100$ дол/ЕЕРР.

По таблицам находим $f_{\text{отв}} = 1/0,313 = 3,2$ (при $y_1 = 0,2\%$); $f_{\text{отв}} = 1/0,426 = 2,35$ (при $y_1 = 0,1\%$); $n_{\text{ЕЕРР}} = 0,616$ и $1,052$ соответственно. Тогда $C_{\text{отв}} = 6,1$ дол/кг (при $y_1 = 0,2\%$). При $y_1 = 0,1\%$ $C_{\text{отв}} > 0$, если восстановленный природный уран будет иметь цену не менее 106 дол/кг, так как расходы только на оплату разделительной работы составляют 105,5 дол/кг.

Несильно обедненный уран, хранящийся в виде гексафторида, может поступать со складов для питания разделительных заводов в несколько стадий или в порядке убывания его концентрации до тех пор, пока скрытая цена отвала не станет равной нулю. В этом случае $C_C = C_P n_{\text{БЕРР}}$, т. е. цена 1 кг восстановленного природного урана при нулевой цене применяемого для питания отвала будет определяться ценой работы разделения отвала. Большая или меньшая ценность отвалов, используемых для получения восстановленного природного урана, практически связана с большим или меньшим содержанием в них ^{235}U .

Отвал в виде UF_6 можно рассматривать как богатое (~30 % F) и чистое сырье для получения фтора. Фтор является дорогим и дефицитным продуктом. Переработка бедных (по содержанию UF_6) отвалов с полным извлечением фтора и возможна, и экономически рентабельна.

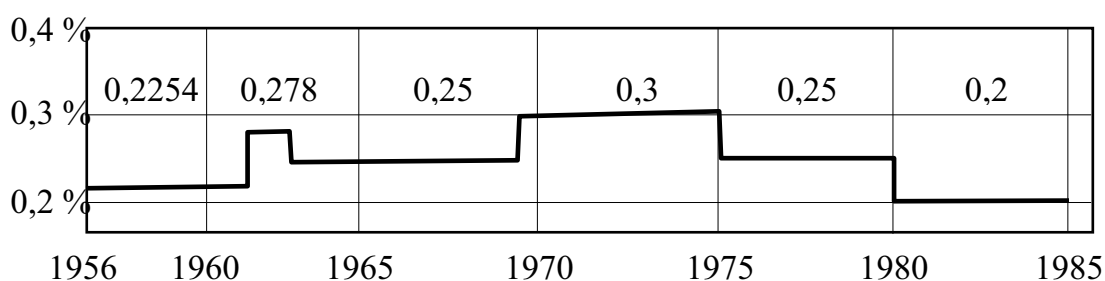


Рис. 4.9. Содержание ^{235}U в отвалах газодиффузионных заводов США

Диффузионные заводы США длительный период работали (см. рис. 4.9) при содержании ^{235}U в отвале $y = 0,3\%$. При удорожании природного урана и наличии достаточных разделительных мощностей газодиффузионных и центрифужных заводов можно довести содержание ^{235}U в отвале до 0,1–0,2 %. Исследователи и разработчики лазерного метода разделения изотопов урана рассчитывают на почти полное (до $y = 0,03\%$) извлечение ^{235}U из отвалов. Однако в настоящее время нет данных для оценки стоимости разделительной работы этим методом.

Не следует оценивать отвальный уран только как исходное сырье для получения восстановленного природного урана. Отвальный уран, накапливаемый на разделительных заводах, является высокоочищенным от примесей продуктом, содержащим высококонцентрированный ^{238}U . Это готовый воспроизводящий ядерный материал для изготовления зон воспроизводства реакторов на быстрых нейтронах и получения плутония. Его не надо извлекать из недр, он лежит на складах. Очевидно, что по мере развития реакторов-размножителей на быстрых нейтронах отвалы разделительных заводов будут соответствующим образом переоценены. В их цене отразятся и затраты на длительное хранение. При определении цены обогащенного урана затраты на исходное сырье могут

быть уменьшены за счет отнесения существенной части их на отвальный уран как на товарный продукт.

В этом случае формула (4.2) принимает такой вид:

$$C_x = C_C f_0 - (f_0 - 1) a C_C + C_p n_{EPP}. \quad (4.8)$$

Второй член уравнения характеризует затраты разделительного завода, отнесенные на отвальный уран при оптовой цене за 1 кг этого U (в виде UF₆), которая выражена в долях a оптовой цены за 1 кг природного урана C_C . Величину a можно принять пропорциональной отношению содержания ²³⁵U в отвале к содержанию его в природном уране (при $y = 0,1 \%$, $a = 0,14$, при $y = 0,2 \%$, $a = 0,28$). Такой же подход можно применить и при оценке отвалов, получаемых от дообогащения регенерированного урана, а также при дополнительном извлечении ²³⁵U из относительно богатых отвалов, хранящихся на складах. Затраты же на разделительную работу правомерно полностью отнести на обогащенный уран. До настоящего времени нет общепринятой методики расчета затрат, относимых на отвальный продукт.

При $y = 0,2 \%$ цена обогащенного U из-за перенесения на отвал до 25 % затрат, относившихся на природный уран, снизится в общем незначительно и будет тем меньше, чем выше цена разделительной работы.

Металлический отвальный уран применяется не только в ядерной энергетике. Он может быть использован как очень тяжелый металл (плотность $\sim 19,0 \text{ г/см}^3$) для защиты от ионизирующего излучения при изготовлении контейнеров для перевозки радиоактивных веществ, а также для других технических целей.

Отвалы обедненного урана или торий. Правомерно сравнивать два вида воспроизводящего материала, которым мы располагаем для получения делящихся материалов: ²³⁸U и ²³²Th. Положим, что, в общем, они одинаково эффективны для применения в зонах воспроизводства реакторов на быстрых нейтронах. Но ²³⁸U в компактном виде как отвал сильнообедненного урана лежит на складе всегда готовый к применению по хорошо отработанной технологии, ториевые же руды нужно добывать из недр, извлекать из них металл и осуществлять весь сложный цикл получения из тория чистого воспроизводящего материала. Промышленная технология тория находится в начальной стадии разработки и освоения. По-видимому, цена 1 т отвала обедненного урана, даже с учетом затрат на его длительное хранение, будет существенно ниже цены 1 т тория. В этом состоит главная причина, объясняющая тот факт, что торий до сих пор не нашел практического применения в ядерной энергетике, несмотря на ряд несомненных достоинств. Можно сказать, что время для использования тория еще не наступило.

4.5. Лазерный метод разделения изотопов урана

Лазерный метод разделения изотопов урана основан на эффекте изотермического смещения спектральных линий в атомах урана. Частотный сдвиг между спектрами ^{235}U и ^{238}U составляет около 8 ГГц.

Настроив излучение лазера на очень узкую полосу длин волн, можно селективно возбудить уровень только нужного изотопа (в данном случае ^{235}U) и затем осуществить его фотоионизацию.

Различают два способа разделения в зависимости от того, в каком состоянии находятся изотопы урана, взаимодействующие с лазерным излучением: в виде атомарного пара (метод AVLIS) или в виде газообразных молекул UF_6 (метод MLIS – Molecular Laser Isotopic Separation).

Молекулярный метод лазерного обогащения урана оказался весьма сложным. Молекулы UF_6 имеют много уровней энергии, соответствующих колебательным состояниям атомов в молекуле. И хотя колебательные уровни молекулы $^{235}\text{UF}_6$ слегка смещены относительно тех же уровней в молекуле $^{238}\text{UF}_6$, очень сложно найти переход, обеспечивающий селективность и фотоионизацию $^{235}\text{UF}_6$. Поэтому, несмотря на простоту и большой опыт обращения с UF_6 , осуществление метода MLIS на практике столкнулось с весьма значительными трудностями создания соответствующего лазерного устройства. Лазер должен генерировать монохроматическое излучение в средней и дальней областях инфракрасного спектра, иметь высокую частоту повторения импульсов (порядка 10 кГц), обладать большой мощностью (несколько сот киловатт) и функционировать надежно в течение нескольких лет.

Физические основы AVLIS. Уран испаряется при температуре ~ 2600 К под действием электронно-лучевой бомбардировки (см. рис. 4.10). Взаимодействие лазерного излучения с парами ^{235}U приводит к их ионизации (см. рис. 4.11). В конце процесса ионы ^{235}U удаляются из пара с помощью электромагнитного поля. Процесс может проводиться в несколько этапов (см. рис. 4.12). На первом этапе реализуется селективное возбуждение атомов ^{235}U , для которого требуется настраиваемый с высокой точностью лазер. На втором этапе возбужденные атомы ионизируются. Ионизацию можно осуществлять с помощью трех лазеров на красителе (родамине), для которых необходима мощность 10 кВт.

Уран имеет сложное строение электронных оболочек. В нем насчитывается более 900 энергетических уровней, между которыми наблюдается более 9000 переходов. Сдвиг по энергии между соответствующими уровнями изотопов ^{235}U и ^{238}U составляет $3 \cdot 10^{-5}$ эВ, а сдвиг частот – ~ 8 ГГц, поэтому частота лазерного излучения для селективного возбуждения атомов урана должна выдерживаться очень точно, погрешность не должна превышать $\sim 10^{-5}$ при ориентировочной энергии фотона ~ 1 эВ.

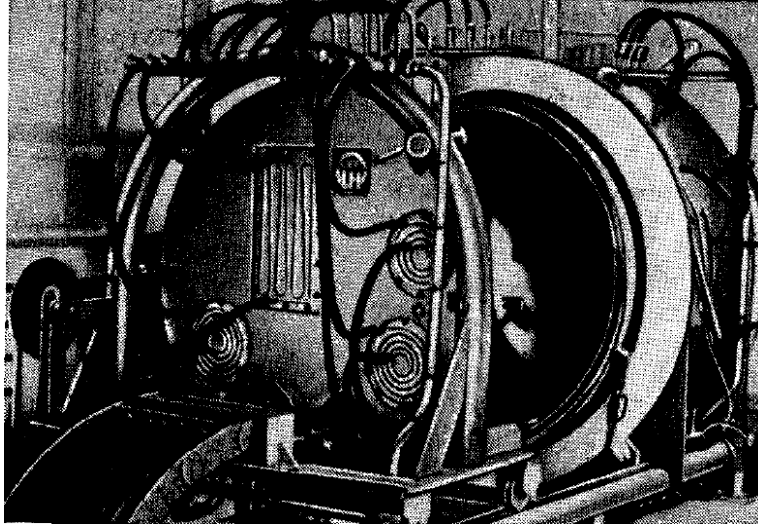


Рис. 4.10. Вакуумная печь для испарения урана под действием электронной бомбардировки (экспериментальная установка в Сакле, Франция)

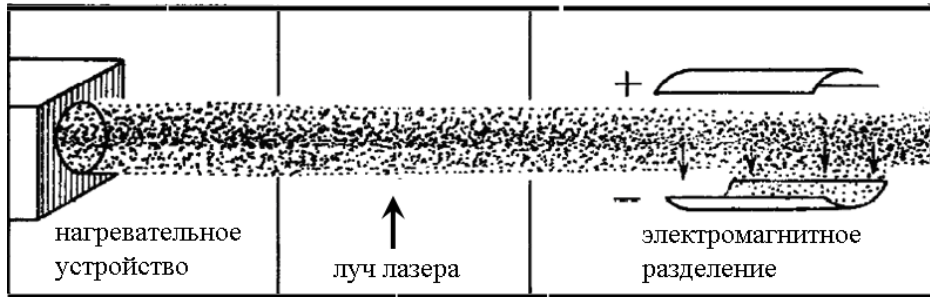


Рис. 4.11. Принципиальная схема лазерного разделения изотопов урана в атомарном паре

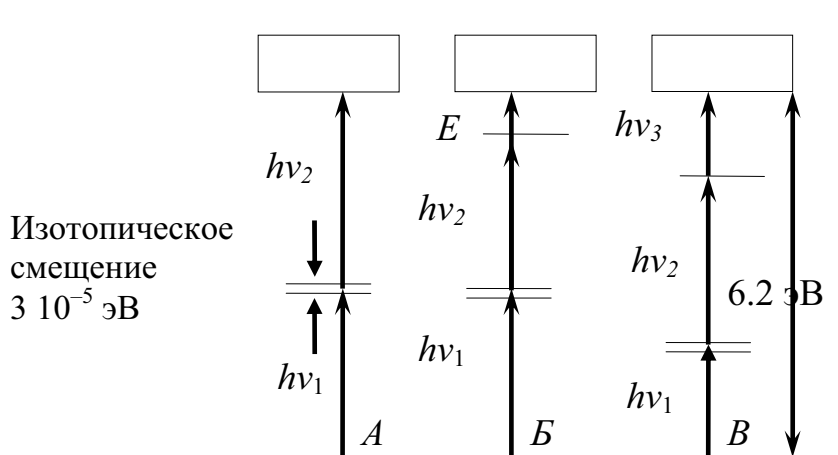


Рис. 4.12. Схема фотоионизации атомарного пара

Возбужденные атомы ^{235}U могут быть ионизованы с помощью дополнительного облучения ($h\nu_2$) в один (процесс *A*) или два (процесс *B*) этапа ($h\nu_2, h\nu_3$). Для процесса *B* энергия кванта на втором этапе ($h\nu_2$)

может быть несколько ниже порога ионизации. В этом случае ионизация достигается за счет дополнительного электрического поля E .

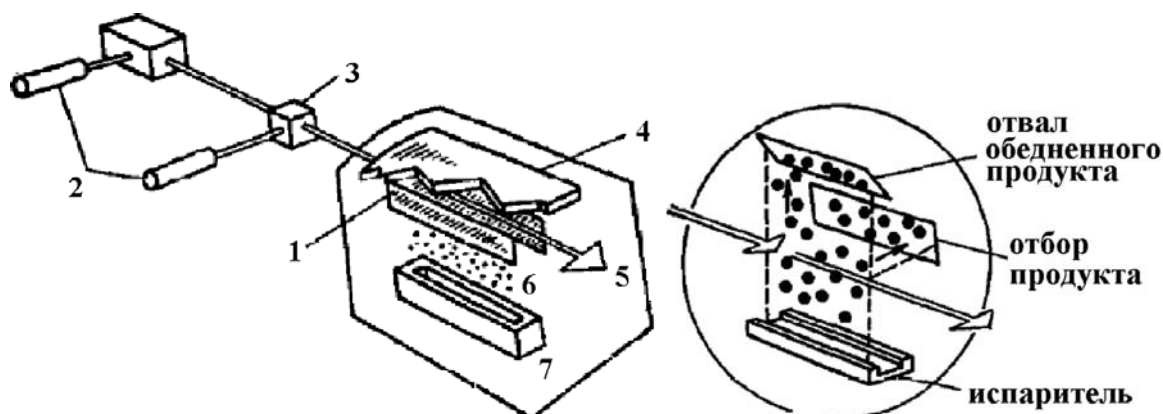


Рис. 4.13. Схема технологической установки для лазерного способа разделения изотопов урана AVLIS: 1 – коллекторы сбора обогащенного и обедненного продукта; 2 – лазер на красителе и лазер накачки на парах меди; 3 – лазерный усилитель на красителе; 5 – лазерный луч; 6 – пары урана; 7 – электронно-лучевой испаритель металлического урана

Принципиальная схема установки для атомного метода разделения изотопов урана, разработанная в Ливерморской лаборатории им. Лоуренса, приведена на рис. 4.13. Установка состоит из трех частей: лазерной системы, настроенной на частоту селективного возбуждения; системы усиления лазерного луча; системы разделения ионизованного ^{235}U . Используются два лазера: первый (на парах меди, мощностью 150 Вт) приводит в действие второй (на красителях), генерирующий излучение на резонансной частоте (см. рис. 4.14).

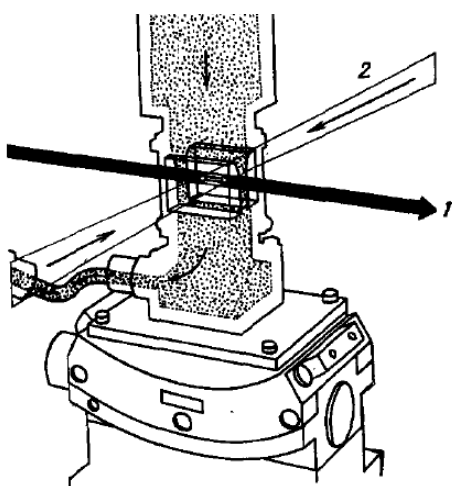


Рис. 4.14. Схема лазерного усилителя на красителе (показано пересечение лучей лазера на красителе (1) и лазера накачки (2) в канале усиления)

Используются два лазера: первый (на парах меди, мощностью 150 Вт) приводит в действие второй (на красителях), генерирующий излучение на резонансной частоте (см. рис. 4.14).

Практическая реализация метода требует решения ряда технологических проблем, включающих разработку эффективного лазерного устройства, испарителя (для нагрева используются электронные пушки), специальных материалов для испарителя, а также средств поддержания герметичности сепаратора. В частности, в данном методе лазер должен обеспечить высокие монохроматичность и интенсивность излучения, а также точную настройку в диапазоне длин волн от УФ- до

ИК-области (0,2–22 мкм). Диаметр луча лазера должен быть также достаточно большим. Под действием электронного пучка локальная температура урана может достигать 2600 К. При такой температуре в связи с высокой скоростью испарения урана (примерно несколько сот граммов в 1 с), обладающего в парообразном и жидком состояниях высокой химической активностью, требуются специальные термоизоляторы.

Оценка производственной мощности и экономики AVLIS. Для атомарного метода выполнены экономические оценки и разработана прототипная система. Система содержит 40 лазеров на парах меди, 5 лазеров и 7 предусилителей на красителях. Один рабочий цикл прохождения через разделительный модуль паров природного урана, обеспечивает обогащение ^{235}U до 3,2 %.

На базе экспериментального модуля Ливерморской лаборатории до 1990 г. сооружается полномасштабная демонстрационная разделительная установка, на которой будут отрабатываться производственные циклы по обогащению урана (см. рис. 4.15). Разделительный модуль заключен в большой вакуумно-плотный корпус и включает в себя испаритель исходного продукта и коллектор обогащенного урана.

При плотности паров урана 10^{20} атомов/м³ ($7 \cdot 10^{17}$ атомов $^{235}\text{U}/\text{м}^3$) в модуле с объемом зоны взаимодействия лазерного излучения с парами $\sim 0,4$ м³ (длина 200 м, диаметр 0,05 м), частоте генерации лазерных импульсов $\sim 10^4$ Гц производительность установки атомарного разделения составит 0,6 г/с, или ~ 52 кг в сутки, или ~ 18 т обогащенного урана в год.

Для получения высокого коэффициента разделения плотность паров урана должна быть достаточно малой, так как с ростом плотности увеличивается обмен зарядами между ионами ^{235}U и атомами ^{238}U , что снижает селективность процесса. В то же время плотность паров не может быть чрезмерно низкой, иначе упадет производительность установки. Поэтому ведутся работы по решению проблемы увеличения плотности урана при сохранении высокой селективности процесса.

По оценкам американских специалистов удельные капитальные затраты на сооружение завода производительностью 10 млн ЕРР/год составят 122 дол. на 1 ЕРР/год. Это вытекает из следующей сводки капитальных затрат, млн дол. (по курсу 1986 г.) (расчетный срок эксплуатации – 25 лет.):

Строительство стандартных зданий и сооружений 157,83.

Техническое оборудование:

– лазеры	227,40
– сепарационные системы	171,40
– энергосиловые установки	81,71
– КИП и автоматика	10,65
– вспомогательное оборудование	47,20

Отделение подготовки урана (конверсия, испарение)	136,51
Вспомогательные энергоустановки	8,55
Итого:	841,25
Проектные работы	140,00
Монтажные работы	233,75
Всего:	1215,00

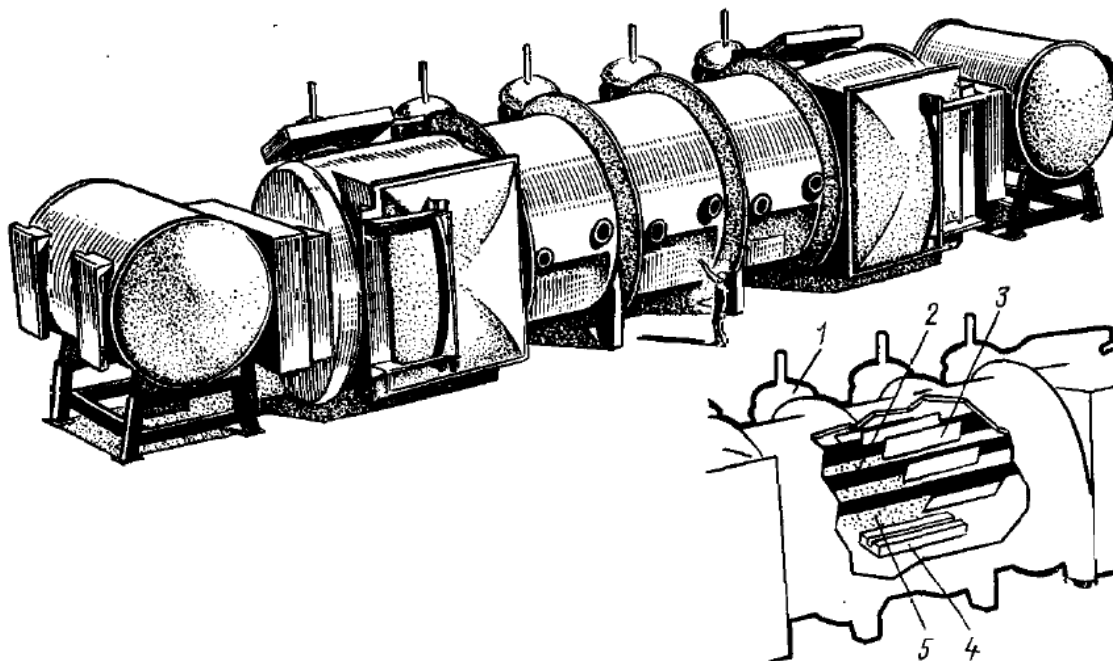


Рис. 4.15. Демонстрационная полномасштабная разделительная лазерная установка (модуль) Ливерморской национальной лаборатории им. Лоуренса:

- 1 – сосуд для обедненного урана; 2 – луч лазера;
3 – пластины коллектора для электроосаждения обогащенного урана;
4 – электротепловая печь-испаритель; 5 – пары урана*

Капиталовложения в завод мощностью 5 млн ЕРР/год оценивается в 700 млн дол. или $k_{\text{вд}} = 140$ дол. на 1 ЕРР/год.

Эксплуатационные расходы отнесены на мощность разделительного завода $5 \cdot 10^6$ и $10 \cdot 10^6$ ЕРР/год и по расчетам американских специалистов обеспечивают цену 1 ЕРР 25–18,5 дол. (1986 г.). При этом затраты на электроэнергию составят около 30 %, на работы по подготовке урана – ~20 %, заработную плату – 15 %, материалы – 15 %, прочие – 20 % (все это без учета затрат на амортизацию и ремонт оборудования и сооружений, что составляет ~10–15 дол./ЕРР).

Общая требуемая площадь для размещения лазерного завода составит $\sim 50\,000 \text{ м}^2$, в том числе для размещения лазеров 9000 м^2 , разделительных модулей $17\,000 \text{ м}^2$, установки по подготовке урана к испарению, конденсации и транспортировке $\sim 18\,000 \text{ м}^2$.

В расчетах заводов содержание изотопа ^{236}U в отвале принималось равным 0,047 %.

При разделительной мощности 5 млн ЕРР/год лазерный завод может обеспечить производство в год 25 т высокообогащенного до 93 % урана. Одним из эффективных направлений применения лазерной технологии считается переработку (дообогащение) накопившихся на диффузионных заводах отвалов обедненного урана.

По оценкам 1985 г. (США) энергозатраты составляли при диффузионном методе 2400, центрифужном – 100, лазерном – 100 кВт/ЕРР. Цена разделительной работы при диффузионном методе – 75, центрифужном – 60–75, лазерном – 50–60 дол./ЕРР. Удельные капиталовложения в лазерный завод составляли ~200, а в центрифужный (SET-5) – 375 дол./ЕРР в год.

Одним из важных достоинств метода AVLIS считается исключение из технологии обогащения урана фтора (для UF_6), так как химический концентрат U_3O_8 можно прямо превращать в металлический уран, который используется для получения атомарного уранового пара. На завод, изготавливающий ТВЭЛы, поступает обогащенный U или UO_2 .

Метод AVLIS рассматривался и изучался (в несколько измененной модификации) и для разделения изотопов плутония, т. е. выделения ^{239}Pu из регенерированного плутония, накопленного в отработавшем на АЭС топливе. В этом случае может быть получено на порядок больше (чем ^{235}U) количество плутония на установке одинаковой мощности. Однако следует заметить что технология, связанная с применением атомарного плутониевого пара (его температура кипения ~3500 К) несравненно сложнее технологии, связанной с применением атомарного пара урана.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Розен А.М. Теория разделения изотопов в колоннах. – М.: Атомиздат, 1960. – 436 с.
2. Сахаровский Ю.А. Теория идеального каскада и её применение к проектированию установок для разделения изотопов. – М.: МХТИ им. Д.И. Менделеева, 1985. – 72 с.
3. Зельвенский Я.Д. Разделение изотопов низкотемпературной ректификацией. – М.: МХТИ им. Д.И. Менделеева, 1998. – 207 с.
4. Мелков М.П., Зельдович А.Г., Фрадков А.Б., Данилов И.Б. Выделение дейтерия из водорода методом глубокого охлаждения. – М.: Госатомиздат, 1961. – 208 с.
5. Бенедикт М., Пигфорд Т. Химическая технология ядерных материалов. Атомиздат, 1960.
6. Андреев Б.М., Зельвенский Я.Д., Катальников С.Г. Разделение изотопов физико-химическими методами. – М.: Энергоатомиздат, 1982. – 208 с.
7. Бродский А.М. Химия изотопов. – М.: Изд-во АН СССР, 1952. – 595 с.
8. Рогинский СВ. Теоретические основы изотопных методов изучения химических реакций. – М.: Изд-во АН СССР, 1957. – 611 с.
9. Андреев Б.М., Зельвенский Я.Д., Катальников С.Г. Тяжёлые изотопы водорода в ядерной технике. – М.: Энергоатомиздат, – 1987. – С. 456.
10. Кочурихин В.Е., Зельвенский Я.Д. Коэффициенты разделения водорода и дейтерия на синтетических цеолитах // Цеолиты, их синтез, свойства и применение. – М.–Л.: Наука, 1965. С. 319.
11. Киршенбаум И. Тяжёлая вода. – М.: Энергия, 1965. – 437 с.
12. Землянухин В.И., Ильенко И.Е., Кондратьев А.И. Радиохимическая переработка ядерного топлива АЭС. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 232 с.
13. Ленский Л.А. Физика и химия трития. – М.: Энергоатомиздат, 1981. – 112 с.
14. Производство тяжёлой воды / под ред. Я.Д. Зельвенского; пер. с англ. – М.: ИЛ, 1961. – 518 с.
15. Якименко Л.М., Модылевская И.Д., Ткачек З.А. // Электролиз воды. – М.: Химия, 1970. – 263 с.
16. Кашеев И.А., Дергачев В.А. // Электромагнитное разделение изотопов и изотопный анализ. Энергоатомиздат, 1988. – 166 С.
17. Чепмен С, Каулинг Т. // Математическая теория неоднородных газов. – М.: ИЛИ, 1960. – 510 с.

СОДЕРЖАНИЕ

ГЛАВА 1. ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИИ ОБОГАЩЕНИЯ УРАНА	3
1.1. Методы обогащения урана	3
1.2. Схема производства обогащенного урана	6
1.3. Основы теории разделения изотопов тяжелых элементов	10
1.4. Работа разделения. Потенциал разделения	13
1.5. Единица работы разделения. Единица разделительной мощности	17
1.6. Промышленное производство обогащенного урана	20
1.7. Пути удовлетворения потребности в обогащенном уране	24
ГЛАВА 2. ТЕХНОЛОГИЯ ОБОГАЩЕНИЯ УРАНА	26
2.1. Гексафторид урана	26
2.2. Газодиффузионный метод разделения изотопов урана	31
2.3. Композитные пористые фильтры	39
2.4.1. Разделительная ступень	42
2.4.2. Коэффициент перемешивания	45
2.4.3. Эффективность диффузионного делителя	53
2.5. Особенности технологии газодиффузионного завода	57
2.6. Характеристики ступени	67
2.6.1. Многокомпонентные смеси	75
2.6.2. Устройство ступени	75
2.7. Газодиффузионная технология	78
2.7.1. Разновидности пористых фильтров	79
2.7.2. Исследования пористых фильтров	81
2.7.3. Компрессоры	85
2.7.4. Другие компоненты заводов	88
2.8. Технологический контроль на заводе	94
2.9. Первые разделительные заводы США	97
2.10. Модернизация первых заводов США	102
2.11. Заводы стран Европы	105
ГЛАВА 3. ЦЕНТРИФУЖНЫЙ МЕТОД РАЗДЕЛЕНИЯ ИЗОТОПОВ	111
3.1. Основы разделения изотопов в противоточных центрифугах	113
3.2. Конструкции противоточных центрифуг	120
3.3. История развития центрифужной технологии	125

3.4. Особенности центрифужного метода	128
ГЛАВА 4. ПЕРСПЕКТИВНЫЕ МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ИЗОТОПОВ	132
4.1. Метод разделительного сопла	132
4.2. Диффузия или центрифугирование	135
4.3. Сравнение лазерных и центрифужного методов разделения	138
4.4. Цена обогащенного урана	141
4.5. Лазерный метод разделения изотопов урана	150
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	156

Учебное издание

ВЛАСОВ Виктор Алексеевич
МЫШКИН Вячеслав Федорович
ВЕРГУН Анатолий Павлович
ВЛАСОВ Алексей Викторович

МЕТОДИЧЕСКОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ ОБОРУДОВАНИЯ ЛАБОРАТОРИИ РАЗДЕЛЕНИЯ ИЗОТОПОВ

Учебное пособие


Редактор	<i>С.П. Барей</i>
Верстка	<i>К.С. Чечельницкая</i>
Дизайн обложки	<i>О.Ю. Аршинова О.А. Дмитриев</i>

Подписано к печати 26.12.08. Формат 60x84/16. Бумага «Снегурочка».
Печать XEROX. Усл. печ. л. 9,25. Уч.-изд. л. 8,36.
Заказ 882. Тираж 200 экз.



Томский политехнический университет
Система менеджмента качества
Томского политехнического университета сертифицирована
NATIONAL QUALITY ASSURANCE по стандарту ISO 9001:2000



ИЗДАТЕЛЬСТВО  ТПУ. 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30.