

Профессор
Бекман Игорь Николаевич

МЕМБРАНЫ В МЕДИЦИНЕ

Курс лекций

Лекция 14. МЕМБРАННЫЕ МОДУЛИ

Мембранная технология, как таковая, не сводится к мембранам и режимам селективной диффузии. Практическое разделение ведётся на специальной аппаратуре, включающей систему подготовки и осушки газовых смесей, мембранный модуль (один или несколько), детекторы газов с соответствующей регистрирующей аппаратурой, систему термостатирования, систему управления экспериментом и др.

В данной лекции мы рассмотрим основной узел газоразделительной установки – мембранный модуль. Основное внимание уделим различным конструкциям модулей и режимам их эксплуатации. В конце лекции остановимся на задаче разделения воздуха.

1. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ

Проектирование блока мембранного разделения включает в себя следующие этапы:

- обоснованный выбор класса и типа мембран, которые обеспечат заданные параметры разделения;
- определение рабочих характеристик выбранных мембран на конкретном объекте разделения с учетом их изменения при изменении условий эксплуатации (перепаде давлений на мембране, варьировании температуры, изменения влажности или появление в питательной смеси химически активных компонентов, старения мембраны и т. п.);
- условия и режимы регенерации мембран;
- выбор мембранного аппарата;
- выбор технологической схемы блока мембранного разделения;
- расчет материального баланса по стадиям и ступеням блока мембранного разделения;
- расчет площади мембран и количества мембранных модулей, определение конфигурации и состава мембранной установки;
- выбор оптимального режима эксплуатации аппарата.

1.1 Типы мембранных модулей

При практической реализации мембранных процессов в промышленном масштабе обычно требуется большая поверхность мембраны, в связи с этим появляется необходимость организации более сложной структуры, чем просто мембранная плёнка. Для этих целей обычно используют специальный блок содержащий мембрану и называемый мембранным модулем. Модуль это основная рабочая часть мембранной установки. В простейшей конструкции мембранной установки используется единственный модуль. Сырьевой поток определенного состава вводится в модуль с некоторой скоростью. Поскольку мембрана обладает способностью пропускать один компонент быстрее, чем другой, то состав и скорость потока над мембраной будут меняться в зависимости от координаты. После прохождения модуля сырьевой поток разделяется на два потока — пермеат и ретентат.

Питание (сырьё) – исходная смесь газов, подаваемая на вход мембранной установки для её последующего разделения.

Ретентат (концентрат) – смесь газов, на одном из выходов мембранного аппарата, образовавшаяся после прохождения над мембраной. Ретентат - поток, не пропущенный мембраной.

Пермеат (фильтрат) - смесь газов, на втором выходе мембранного аппарата, образовавшаяся после прохождения газов сквозь мембрану. Пермеат - поток, проникший через мембрану.

1.1.1 Выбор мембран

При выборе мембраны следует исходить из того, что она должна обладать максимальной удельной производительностью при селективности, обеспечивающей выполнение требований к качеству пермеата

(соответствие санитарным нормам или нормам на технические (медицинские) газы, допустимым потерям веществ и т.п.). Кроме того, мембрана должна обладать высокой химической стойкостью по отношению к разделяемым газам и вероятным внешним воздействиям.

Подбор мембран предварительно проводится по истинной селективности (определяемой как отношение коэффициентов проницаемости отдельных газов в предполагаемом полимере и измеренных в лабораторных условиях), от которой затем переходят к наблюдаемой в реальных мембранных аппаратах.

Тогда критерий пригодности мембраны к задаче разделения, т.е. минимальная допустимая ее селективность по задерживаемому веществу, можно определить с помощью уравнения:

$$R_{min} = \frac{\ln\left(\frac{c_K}{c_H}\right)}{\ln\frac{c_K - \bar{c}_K}{c_H - \bar{c}_H}} \quad (1)$$

где c_H и c_K – начальная и конечная концентрации обрабатываемой газовой смеси, \bar{c}_K – усредненная концентрация всего полученного пермеата.

Лучшей мембранной будет та, которая имеет наибольшую удельную производительность среди выбираемых мембран и разделяющая способность которой не ниже R_{min} .

С другой стороны, если ни одна из имеющихся мембран не удовлетворяет этому критерию, то решить задачу можно либо ступенчатым (каскадным) мембранным разделением, либо сочетанием мембранного процесса с другими методами разделения.

Далее мы будем рассматривать исключительно полимерные мембраны.

Как уже неоднократно упоминалось, мембраны, используемые для газоразделения, должны обладать высокой проницаемостью и обеспечивать относительно высокую селективность. Однако мембраны с большими значениями коэффициентов проницаемости, как правило, имеют более низкие селективности. Газоразделительные мембраны можно подразделить на мембраны с высокими проницаемостями и мембраны с низкими проницаемостями.

Мембраны с высокими проницаемостями можно использовать в тех случаях, когда не требуется высокая селективность. В качестве примера можно указать процесс получения обогащенного кислородом воздуха для медицинских целей или получение стерильного воздуха для аэробных процессов ферментации. Когда требуется обеспечить высокую селективность, должны использоваться материалы с низкими проницаемостями на основе стеклообразных полимеров. Тогда требуется найти разумный баланс между проницаемостью и селективностью.

Займёмся разделением воздуха. Традиционно кислород и азот получают либо криогенным способом (низкотемпературная ректификация воздуха), либо адсорбционным. Недостатками этих методов являются сложность и громоздкость аппаратуры, необходимость применения низких температур при использовании криогенного метода или необходимость регенерации адсорбента при использовании адсорбционного метода и др. Мембранные установки для разделения воздуха весьма перспективны. Мембранное разделение воздуха имеет ряд особенностей. Близкие свойства кислорода и азота затрудняют их разделение. Как видно из **Табл. 1**, фактор разделения полимерных мембран, нашедших промышленное применение, находится в интервале от 2 до 6.

Табл. 1. Характеристики полимерных мембран для разделения воздуха

Материал мембран, фирма	Тип мембран	Толщина селективного слоя, мкм	$\cdot 10^9$, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$		Фактор разделения
			O ₂	N ₂	
Полидиметилсилоксан (ПДМС)	Плоская	10	0,370	0,175	2,1
Полисилоксанарилат, «Силар»		2	0,900	0,450	2,0
Полисилоксанкарбонат, «Дженерал Электрик»		0,1	1,322	0,661	2,0
Полифениленоксид, «Дженерал Электрик»*		0,005	2,530	0,527	4,8
Поливинилтриметилсилан (ПВТМС)	Полое волокно	0,050	0,253	0,053	3,6
		0,2	1,476	0,410	

Ацетат целлюлозы, ПСН + ПОС,*	0,1	0,200	0,040	5,0
«Монсанто»		0,229	0,052	4,5
Поли-4-метил-пентен-1	15	0,0164	0,004	4,1
Ацетат целлюлозы, «Дюпон»	9	0,0090	0,0018	5,0
Полиэфирамид + ПДМС	–	0,0096	<0,0015	>6,4

* ПСН + ПОС – пористый полисульфон с нанесенным на него полиорганосилоксаном.

Такие значения фактора разделения не позволяют получать при одноступенчатом разделении смеси, содержащие более 55 об. % кислорода или более 95 об. % азота. Воздух представляет собой единственный вид природного сырья, которое имеется в неограниченном количестве. Затраты на проведение процесса разделения определяются главным образом энергозатратами на сжатие исходной смеси, а степень извлечения компонента не является в данном случае ключевым параметром. Коэффициент деления потока может быть меньше 0,1, поэтому в промышленной практике получила распространение вакуумная схема обогащения воздуха кислородом. Исходная газовая смесь подается в мембранный разделитель при помощи воздуходувки под давлением, близким к атмосферному. Пермеат откачивается вакуум-насосом. Такая схема разделения применяется для мембранных аппаратов с низким гидравлическим сопротивлением (на основе плоских мембран). Обычная компрессионная схема для мембранных аппаратов на основе полых волокон также имеет особенность. Воздух на разделение подается внутрь волокон, а не в «межтрубное» пространство. Этот вариант схемы обычно применяют для получения азота.

Мембранное разделение воздуха может осуществляться как с целью получения потока, обогащенного азотом, так и с целью получения потока, обогащенного кислородом. Газообразный азот, получаемый при помощи мембранных методов разделения, находит применение в металлургии в процессах термообработки металлов, обогащенный азотом воздух используется как инертный газ для хранения топлив в резервуарах, в качестве инертной атмосферы для хранения продуктов и для других целей. Главное применение обогащенного кислородом воздуха заключается в его использовании для интенсификации процессов горения. Использование дешевого обогащенного кислородом воздуха в промышленных печах и горелках позволяет добиться экономии природного газа, повысить температуру пламени и уменьшить выбросы дымовых газов. Обогащенный при помощи мембранных методов кислородом воздух применяется также в медицине и биотехнологии.

1.1.2 Выбор типа мембранного аппарата

При разработке установки для разделения газовой смеси прежде всего необходимо выбрать тип конструкции мембранного модуля, определить его габаритные и характеристические размеры, а также подобрать основные комплектующие детали для сборки мембранного аппарата: корпус, уплотнительные и соединительные элементы, элементы крепления и т.п.

Среди типовых конструкций мембранных модулей можно использовать следующие:

- рулонные мембранные модули;
- плоские мембранные модули;
- трубчатые мембранные модули;
- капиллярные (половолоконные) мембранные модули.

Каждый тип мембранного модуля характеризуется плотностью упаковки в аппарате (м^2 мембраны/ м^3 аппарата), материалом дренажа, размерами напорного канала, наличием и типом турбулизатора.

Выбрав тип мембранного аппарата, необходимо из справочных материалов получить информацию об основных параметрах подходящего мембранного модуля:

- площадь мембран;
- габаритные размеры;
- рекомендуемое рабочее давление и др.

Коротко остановимся на основных типах мембранных модулей.

Аппараты с рулонными (спиральными) мембранными модулями - плоскорамная система, свернутая вокруг центральной коллекторной трубки. Плотность упаковки мембран в таких аппаратах составляет $300-800 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Высокая удельная поверхность мембран достигается за счет спиральных мембранных элементов в виде рулонов, помещаемых в трубе или в цилиндрическом корпусе высокого давления. Спиральный мембранный

элемент (картридж) показан на **Рис. 1**. Пакет из двух полупроницаемых мембран с расположенным между ними дренажным слоем в виде спирали накручивается на фильтратоотводящую трубу. Вместе с пакетом накручивается сетка-сепаратор, образующая спиральный канал, в который под давлением вводится исходная смесь газов. В процессе навивки спирального мембранного элемента кромки пакета для его герметизации проклеивают: мембрана и распределяющая поток дренажная прокладка со стороны пермеата склеены по трем краям, образуя конверт. Дренажный материал в сырьевой части не только разделяет две мембраны, но и служит промотором турбулентности.

Исходная газовая смесь движется в межмембранном канале с сеткой-сепаратором вдоль оси навивки и выходит с противоположного конца в виде концентрата. Проникший через мембраны пермеат направляется по спиральному дренажному пористому слою к центральной оси и попадает в пермеатотводящую трубу, по которой и выводится из аппарата.

Увеличение производительности аппаратов со спиральными мембранными элементами достигается максимальным развитием площади мембран за счет увеличения их ширины и длины, присоединения к фильтратоотводящей трубе нескольких пакетов и установки в аппарате нескольких спиральных мембранных элементов.

К достоинствам аппаратов со спиральными мембранными элементами относятся большая плотность упаковки мембран, малая металлоемкость, механизированная сборка спиральных мембранных элементов и, главное, - высокая производительность всего аппарата.

Входной поток движется через цилиндрический модуль между или внутри мембранных листов параллельно центральной трубке, тогда как пермеат движется внутри центральной трубы (**Рис. 1**). Плотность упаковки в таком модуле ($300-1000 \text{ м}^2/\text{м}^3$) больше, чем в плоскорамном модуле, однако сильно зависит от высоты канала, который в свою очередь определяется характеристиками дренажных прокладок по обе стороны мембраны.

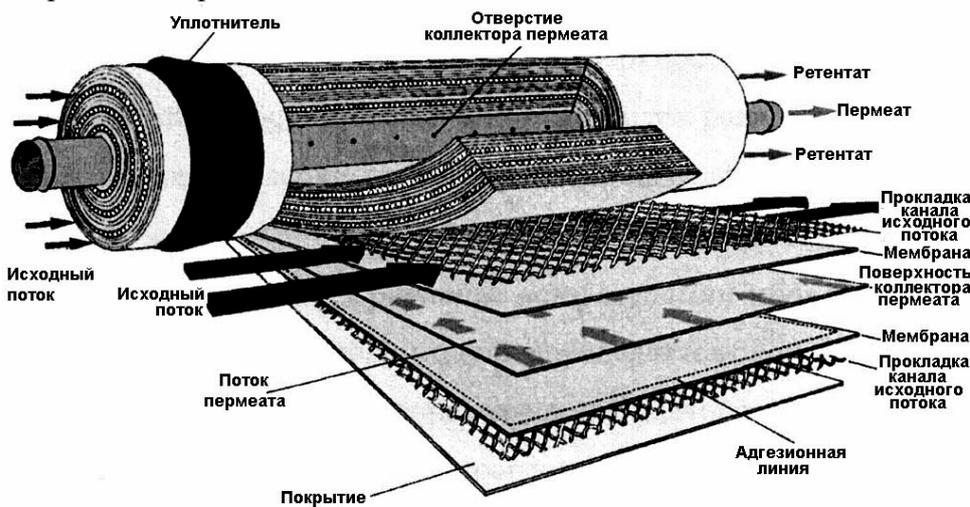


Рис. 1. Схема рулонного модуля: спиральная укладка полупроницаемых мембран в спиральном мембранном элементе.

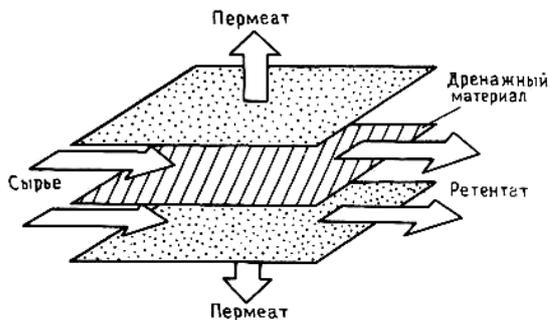
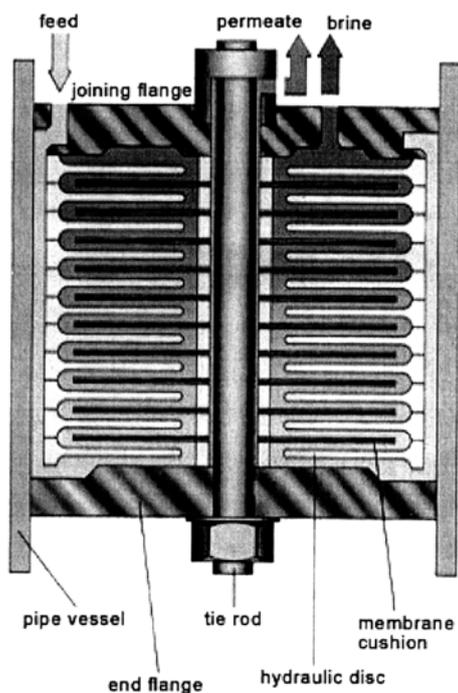


Рис. 2. Схема плоскорамного модуля

Аппараты с плоскокамерными мембранными элементами находят применение в установках небольшой производительности. Схема плоскорамного модуля показана на **Рис. 2** и **3**. Такая конструкция обеспечивает конфигурацию, наиболее близкую к плоским мембранам, используемым в лабораторных опытах. Две мембраны соединяются в виде сэндвича, так что их стороны, омываемые сырьевым потоком, обращены друг к другу. В каждом элементе

такого модуля помещается разделительная прокладка из дренажного материала. Для получения необходимой поверхности мембраны, набирают необходимое число таких элементов и дренажных вкладок; стопка подобных элементов и образует плоскорамный модуль. Плотность упаковки в таких модулях составляет $100-400 \text{ м}^2/\text{м}^3$.



Эффективность работы аппарата зависит не только от мембран, но и от материала дренажных пластин, которые служат для восприятия высокого давления и отвода пермеата. В качестве дренажных пластин используют металлические и пластмассовые листы с фрезерованными и высверленными каналами для отвода пермеата; пористые (спрессованные из порошков) металлические, пластмассовые и керамические листовые материалы; тканые материалы из натуральных, искусственных, синтетических и металлических волокон; различные виды бумаги, фетра и войлока; всевозможные сочетания перечисленных материалов.

Рис. 3. Разрез плоскорамного модуля.

Подобные аппараты типа «фильтр-пресс» просты в изготовлении, удобны в монтаже и эксплуатации, в них легко произвести замену мембран. К недостаткам следует отнести лишь относительно невысокую удельную площадь мембран ($60\text{—}300\text{ м}^2/\text{м}^3$) и ручную сборку и разборку аппарата.

Разновидностью аппаратов этого типа являются аппараты с кассетными мембранными модулями (Рис. 4).

Аппараты этого типа были разработаны с целью создания развитого гидродинамического режима потока разделяемой смеси в примембранном слое, за счет формирования каналов малой высоты. Форма мембранных элементов – прямоугольная, что заметно сокращает количество отходов при раскраивании материалов. Вторым преимуществом этой формы и конструкции аппарата в целом является равномерное распределение потока по поверхности мембраны за счет коллекторов ввода и вывода раствора в мембранном элементе.

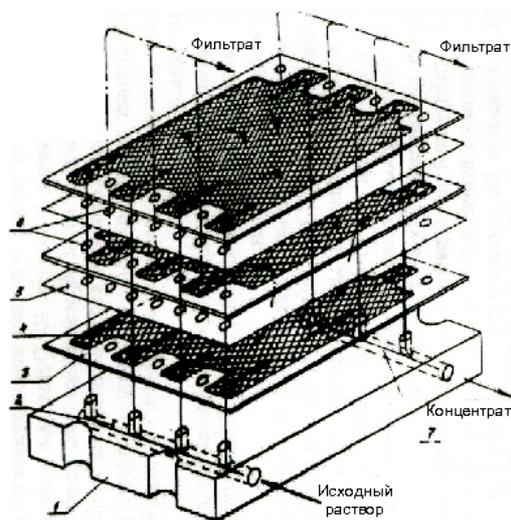
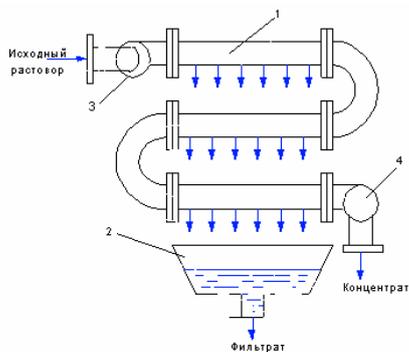


Рис. 4. Кассетный мембранный аппарат.

Мембранный модуль (кассета) состоит из собранных в стопку мембранных элементов 1 и промежуточных пластин 2. В мембранных элементах, состоящих из двух мембран и дренажной сетки, и промежуточных пластин по краям выполнены два ряда коллекторных отверстий. Отверстия через одно по синусоиде окружены герметизирующей пропиткой, внедренной в ячейки дренажных сеток и сеток промежуточных пластин. В собранном виде отверстия образуют коллекторы для ввода исходного раствора и отвода пермеата и концентрата. Общая герметизация кассеты или аппарата, содержащего несколько кассет (модулей) осуществляется двумя фланцами и четырьмя стягивающими шпильками. Применение распределительных коллекторов позволило организовать параллельную работу всех фильтрующих элементов, составляющих

кассет, что обусловило низкое гидравлическое сопротивление аппарата. Количество фильтрующих элементов, составляющих кассету, определяется технологическими потребностями. Их может быть до 50 штук.

Аппараты с трубчатыми мембранными элементами. Схема такого аппарата представлена на **Рис. 5**. Основным узлом является изготовленная из керамики, металлокерамики, пластмассы или металлической ткани пористая труба 1, на внутренней поверхности которой расположена полупроницаемая мембрана. Внутри трубы под давлением подают исходный раствор, который, проходя по трубе, концентрируется и выводится из аппарата в виде концентрата. Фильтрат, проникая через мембрану и пористую каркасную трубу, вытекает из межтрубного пространства и собирается в сборник 2. Давление исходного раствора создается насосом 3, а сброс давления при выводе концентрата из аппарата осуществляется дросселем 4. Трубчатый мембранный элемент (**Рис. 6**) состоит из полупроницаемой мембраны 1, дренажного каркаса,



изготовленного из пористой трубы 2, и дренажной прокладки 3, предотвращающей вдавливание мембраны в каналы пористой трубы и ее разрыв под действием давления рабочей смеси.

Рис. 5. Схема аппарата с трубчатыми мембранными элементами: 1 - пористая каркасная труба; 2 - сборник фильтрата; 3 - насос; 4 - турбина.

К недостаткам аппаратов с трубчатыми мембранными элементами следует отнести более сложный монтаж трубчатых элементов, чем у плоскореальных, и сравнительно невысокую удельную площадь мембран, равную $60-200 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

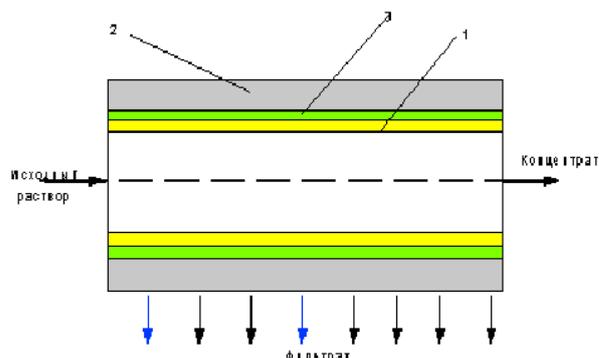


Рис. 6. Трубчатый элемент с мембраной внутри пористой трубки: 1 - полупроницаемая мембрана; 2 - пористая трубка; 3 - дренажная прокладка.

Аппараты с мембранами в виде полых волокон. Аппараты с мембранами в виде полых волокон или капилляров занимают особое место, так как имеют очень высокую плотность укладки полупроницаемых мембран, равную $20000-30000 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Это достигается использованием мембран в виде полых волокон малого диаметра ($45-200 \text{ мкм}$) с толщиной стенки $10-50 \text{ мкм}$.

Полые волокна-мембраны способны выдержать рабочее давление, равное десяткам мегапаскалей, поэтому аппараты с такими мембранами не требуют дренажных и поддерживающих устройств, что значительно снижает капитальные затраты, упрощает их сборку и эксплуатацию.

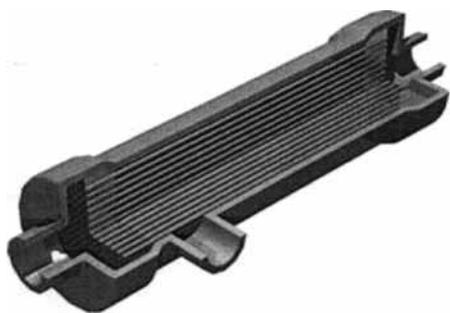
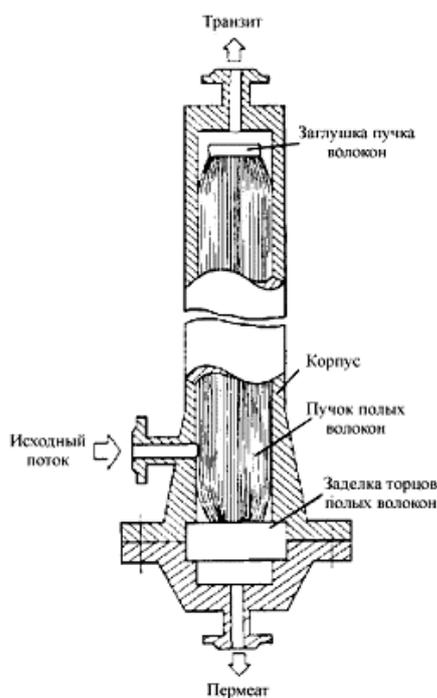


Рис. 7. Общий вид поволоконного модуля.

Половолоконные модули состоят из многочисленных волокон, которые собраны в одном модуле, при этом способы их организации могут быть весьма разнообразны - включая различные варианты упаковки и возможности скручивания вдоль центральной оси. Принципиальное устройство поволоконного модуля показано на **Рис.**

7. В аппаратах с мембранами в виде полых волокон предусматривается подача исходного раствора с наружной поверхности волокон или внутрь капилляра полого волокна. Следовательно, фильтрат в данных аппаратах отводится по капилляру полого волокна или собирается с наружной поверхности волокон. В поволоконных модулях сырьевой поток может проходить внутри волокон или в межволоконном пространстве.

Половолоконные модули представляют собой конфигурации с наибольшей плотностью упаковки, которая может достигать $30000 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Один из недостатков такой конфигурации модуля состоит в том, что в нем возможно образование каналов, по которым осуществляется преимущественный поток газа (при подаче входного потока в межволоконное пространство). Это означает, что сырье предпочтительно течет через часть модуля, при этом эффективная поверхность мембраны снижается. Благодаря наличию центральной трубки сырьевой поток более равномерно распределяется внутри модуля, так что общая поверхность мембран используется более эффективно.



Разработано много конструкций аппаратов с мембранами в виде полых волокон. Рассмотрим устройство и принцип действия таких аппаратов на примере конструкции мембранного полуволоконного модуля с укладкой волокон на опорную трубу (Рис. 8) состоящего из корпуса, полуволоконной упаковки на опорной перфорированной трубе, штуцеров, уплотнителей, клеевых блоков, крышек и уплотнительных колец. Такая конструкция позволяет работать разделителю как в горизонтальном, так и в вертикальном положении, при подаче исходной смеси как внутрь, так и снаружи волокон. Для подачи снаружи волокон исходную смесь направляют в перфорированную трубу, откуда она подается в межволоконное пространство. Проникая внутрь волокон и обогащаясь легкопроникающим компонентом, смесь выходит через патрубок верхней и нижней крышек модуля. Не проникшая смесь, обедненная легкопроникающим компонентом, отводится через боковой патрубок.

Аппараты с мембранами в виде полых волокон компактны и высокопроизводительны. Например, один аппарат диаметром 240 мм и длиной 1220 мм с U-образными мембранными элементами в виде полых волокон позволяет получать 50 м³ в сутки чистой воды, что недостижимо при таких габаритах в аппаратах других типов.

Рис. 8. Конструкционная схема аппарата с мембранами в виде полых волокон.

Как правило, выбор модуля определяется экономическими соображениями. Из этого, однако, не следует, что определяющим фактором является стоимость материала мембраны, так как важен также тип процесса, где она используется. Последний фактор определяет фактически функциональность модуля. В Табл. 2 качественно сопоставлены характеристики всех рассмотренных выше модулей.

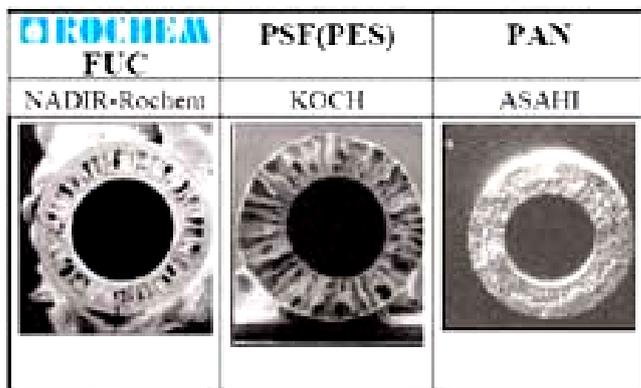


Рис. 9. Полые волокна мембранного назначения.

Часто можно сделать выбор между двумя или большим числом конфигураций, которые могут конкурировать (например, между полуволоконными и рулонными модулями при обессоливании морской воды, газоразделении и первапорации). Стоимость весьма сложных операций очистки может существенно увеличить общую стоимость процесса за счет капитальных вложений и эксплуатационных затрат.

Табл. 2. Качественное сравнение различных модулей

Характеристика	Трубчатые	Плоскорамные	Рулонные	Капиллярные	Половолоконные
Плотность упаковки	Низкая	-----	-----	-----	Очень высокая
Капитальные затраты	Высокие	-----	-----	-----	Низкие
Склонность к отложениям осадков	Низкая	-----	-----	-----	Очень высокая
Возможность очистки	Хорошая	-----	-----	-----	Плохая
эксплуатационные расходы	Высокие	-----	-----	-----	Низкие
Возможность замены мембран	Есть/нет	Есть	Нет	Нет	Нет

Выбор типа модулей определяется экономическими соображениями. При этом следует рассматривать тип разделения, лёгкость очистки, простоту обслуживания и операций, компактность системы, масштабирование и возможность замены мембран.

1.2 Выбор рабочих параметров процесса разделения

Температура. С повышением температуры разделяемого раствора селективность мембран изменяется мало (несколько уменьшается), а удельная производительность увеличивается в первом приближении по аррениусовскому закону (в том диапазоне температур, где мембраны не разрушаются от термических воздействий). Однако с повышением температуры сокращается срок службы мембран. Учитывая это, а также то, что использование теплообменников усложняет и удорожает процесс, мембранный процесс целесообразно проводить при температуре окружающей среды (обычно 20 - 25°C).

Рабочее давление. С увеличением перепада рабочего давления через мембрану возрастает движущая сила процесса и увеличивается удельная производительность мембран. Однако под действием давления полимерные мембраны подвергаются уплотнению, которое при достижении некоторого уровня, зависящего от структуры мембраны, может нейтрализовать эффект, связанный с повышением движущей силы.

Удельная производительность. Паспортная величина удельной производительности мембраны дается либо по стандартному газу. Определить этот параметр на реальной смеси только в эксперименте.

1.3 Технологические схемы блока мембранного разделения

Установки мембранного разделения жидких смесей классифицируются по типу осуществляемого процесса, по назначению, по режиму работы, по кратности циркуляции, по числу ступеней и по организации потока разделяемой смеси.

По назначению различают промышленные и опытные установки для промышленных, медицинских или научных целей.

По режиму работы установки делятся на непрерывные и периодические. Большинство промышленных мембранных установок являются установками непрерывного действия.

По кратности циркуляции различают прямоточные и циркуляционные установки.

Известны два типа базовых систем: однопроходные и с системы с рециркуляцией.

Принципиально существуют два способа проведения процессов мембранного разделения – тупиковый (филтрационный) и проточный (мембранный) (Рис. 10).

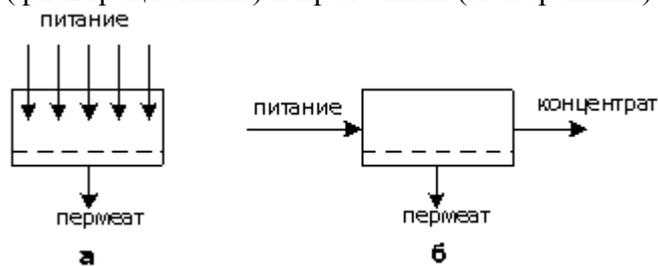


Рис. 10. Два способа мембранного разделения – тупиковый (а) и проточный (б)

Тупиковый используют редко, в основном на патронных мембранных элементах, хотя при введении регенерации мембран с помощью гидравлического удара обратным током пермеата со сбросом порции загрязнений из

аппарата такой способ возможен и в других случаях.

При организации проточного процесса необходимо учитывать следующие обстоятельства:

- 1 – по длине аппарата объемный расход разделяемого потока уменьшается за счет оттока пермеата. Пропорционально уменьшается линейная скорость жидкости вдоль мембраны;
- 2 – по длине аппарата концентрация задерживаемых мембраной компонентов растет, пропорционально повышается и концентрация их в пермеате;
- 3 – по длине аппарата давление над мембраной падает из-за гидравлического сопротивления в напорном канале, соответственно снижается движущая сила процесса;
- 4 – глубокое концентрирование целевого газа требует каскадной схемы соединения аппаратов;
- 5 – глубокая очистка газа требует многоступенчатой схемы соединения аппаратов.

В проточных схемах используют две конфигурации потоков – прямоточную и циркуляционную (Рис. 11).

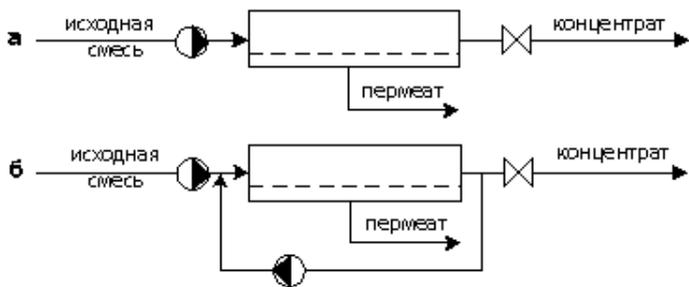


Рис. 11. Принципиальная схема прямоточной (а) и циркуляционной (б) установок.

В прямоточной установке разделяемая смесь однократно проходит через напорный канал мембранного аппарата (или аппаратов, если их несколько), в циркуляционном – многократно, для чего предусмотрен специальный циркуляционный контур с насосом.

Циркуляционные установки применяются, когда крайне необходимо обеспечить высокую скорость потока в напорном канале (например, чтобы не происходило образование геля на мембране в процессе ультрафильтрации).

По числу ступеней установки подразделяются на одноступенчатые и многоступенчатые (каскады). При этом под ступенью понимается часть технологической схемы процесса мембранного разделения, в котором происходит однократное проникновение вещества через мембрану. Многоступенчатые установки используются, когда одноступенчатый процесс не обеспечивает выполнения требований к качеству разделения. На **Рис. 12** показан простейший вариант многоступенчатой установки на примере двухступенчатого процесса.

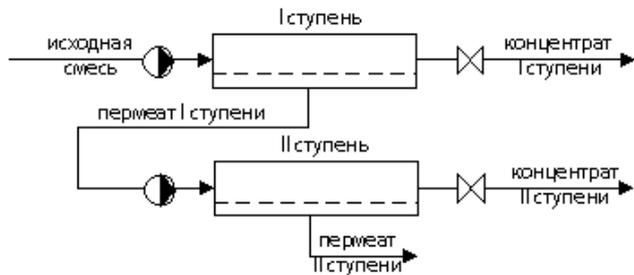


Рис. 12. Принципиальная схема двухступенчатой установки.

По организации потока разделяемой смеси различают секционированные и несекционированные установки. В секционированных установках все аппараты группируются по секциям, в каждой из которых аппараты соединены параллельно, но сами секции соединены последовательно. Секционирование позволяет поддерживать среднюю

линейную скорость потока в напорном канале аппаратов на одном достаточно высоком уровне благодаря тому, что по мере сокращения расхода разделяемой смеси из-за перехода части потока в пермеат соответственно уменьшается число аппаратов в секции (**Рис. 12**).

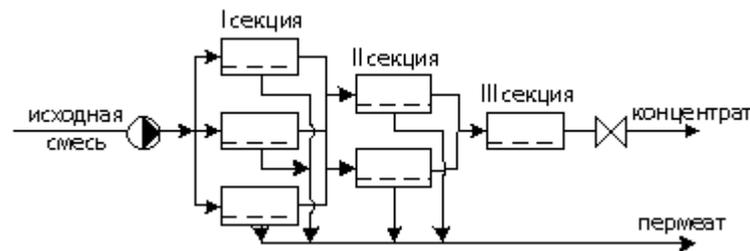


Рис. 13. Принципиальная схема трёхсекционной мембранной установки.

В циркуляционной схеме необходимая скорость потока достигается за счет циркуляционного насоса, установленного на обводной линии. Условно такая схема ближе к

аппаратам идеального смешения. Основным для учета здесь является рост концентрации. Фактически во всем объеме циркуляционного контура находится концентрат, что понижает эффективность очистки пермеата. Решить эту проблему можно, если использовать циркуляционную схему из нескольких последовательных секций, снабдив каждую собственным циркуляционным контуром, как это показано на **Рис.14**.

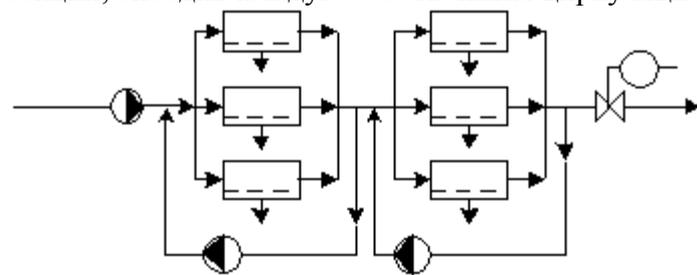


Рис. 14. Многосекционная циркуляционная схема.

В крупных промышленных установках, содержащих десятки и сотни мембранных аппаратов с модулями различных конструкций, когда концентрация целевого газа повышается иногда в десятки раз, проведение секционирования является совершенно

необходимым.

2. ПРОЦЕССЫ ГАЗОРАЗДЕЛЕНИЯ В МЕМБРАННЫХ АППАРАТАХ

2.1 Режимы работы мембранного модуля

Мембранные модули для газовой диффузии могут быть спроектированы таким образом, что поток пермеата (со стороны низкого давления) и поток ретентата (со стороны высокого давления) параллельны поверхности мембраны, или перпендикулярны к ней.

Обычно используются два режима: с перекрестным током и с параллельным током. При перекрестном токе перпендикулярная скорость переноса вещества в потоке пермеата преобладает над продольной скоростью, для выходящего потока (потока ретентата) - наоборот (**Рис. 13.а**) Перекрестный ток обычно применяют, когда поток пермеата отсасывают с помощью вакуума или когда скорость проникания через мембрану велика. При параллельном токе продольная скорость переноса вещества в потоке пермеата и в потоке ретентата значительно больше перпендикулярной скорости. Параллельный ток и противоток нужно рассматривать отдельно в случае параллельного движения потоков, которое зависит от направления продольных скоростей (**Рис. 13.б**).

При разделении смеси газов в мембранном модуле концентрация компонентов этой смеси обычно распределена в каждой из соприкасающихся фаз системы. Однако градиент концентраций в этом случае не такой крутой, как в жидкой фазе, так как диффузионная способность молекул в газовой фазе значительно выше, чем в жидкой. Соотношение коэффициентов диффузии в газовой и жидкой фазах обычно порядка 10^4 , а число Шмидта в газовой фазе на три порядка выше, чем в жидкой фазе. Следовательно, концентрационная поляризация в направлении, перпендикулярном к поверхности мембраны, в газовом потоке практически отсутствует, хотя продольная скорость может уменьшаться за счет градиента вязкости у мембранной поверхности. Таким образом, профиль концентраций в направлении, перпендикулярном к поверхности мембраны, почти всегда равномерный, даже когда газовый поток параллелен поверхности мембраны. Однако распределение концентрации может еще происходить в параллельном направлении, если продольная скорость u и длина L мембранного канала настолько велики, что конвективный перенос в этом направлении преобладает над молекулярной диффузией. Если число Пекле, определенное как $Pe = uL/D$, значительно больше единицы, то газовый поток ведет себя как «поршневой поток». Распределение особенно ярко проявляется, когда скорость проникания и ширина канала малы, а селективность мембраны и количество получаемого продукта велики.

Число Шмидта (Sc) — безразмерное число, показывающее соотношение интенсивностей диффузии импульса (то есть вязкость) и диффузии вещества, то есть характеризует относительную роль молекулярных процессов переноса количества движения и переноса массы примеси диффузией. Оно является критерием подобия для течений жидкости, в которых наблюдаются одновременно как переносы вещества (обычно примеси), так и вязкие эффекты. Число Шмидта равно отношению коэффициентов кинематической вязкости к коэффициенту диффузии вещества (или коэффициенту массопереноса). Оно также равно отношению толщин гидродинамического пограничного слоя и слоя массопереноса.

Определение числа Шмидта в виде формулы:

$$Sc = \frac{\nu}{D}, \quad (2)$$

где: ν — кинематическая вязкость, $m^2 \cdot s^{-1}$; D — коэффициент диффузии, $m^2 \cdot s^{-1}$.

Таким образом, его величина показывает, насколько импульс переносится эффективнее вещества.

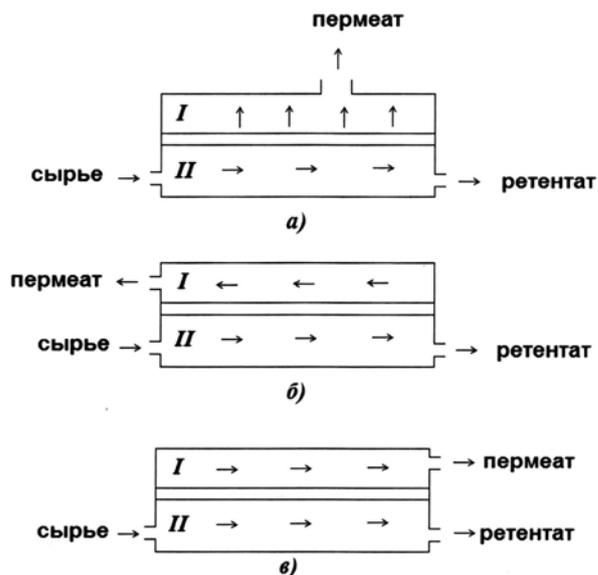
В совершенных газах $Sc = 1$, так как $\nu = D$; в реальных газах оно может отличаться от 1 на десятки процентов. В жидкостях оно порядка 1 000, в жидких металлах порядка 10. Аналог числа Шмидта для переноса тепла — число Прандтля. В связи с этим, число Шмидта часто называют диффузионным числом Прандтля и обозначают Pr_D .

Число или критерий Пекле (Pe) - критерий подобия, который характеризует соотношение между конвективным и молекулярным процессами переноса тепла (примесей, количества движения, характеристик турбулентности) в потоке жидкости (соотношение конвекции и диффузии), а также является критерием подобия для процессов конвективного теплообмена. Используется при построении расчётных схем для решения дифференциальных уравнений в частных производных, описывающих течения вязкой жидкости.

$$Pe = \frac{\nu L}{\chi}, \quad Pe = \frac{C_p \rho \nu L}{\aleph}, \quad (3)$$

где L - характерный линейный размер поверхности теплообмена; ν - скорость потока жидкости относительно поверхности теплообмена; χ - коэффициент температуропроводности; C_p - теплоёмкость при постоянном давлении; ρ - плотность жидкости; \aleph - коэффициент теплопроводности жидкости.

При малых значениях Pe преобладает молекулярная теплопроводность, а при больших - конвективный перенос теплоты. Число Пекле связано соотношением $Pe = Re \cdot Pr$ с числом Рейнольдса Re и числом Прандтля Pr .



При конструировании комбинированной модели для различных областей реактора могут быть использованы следующие простые режимы течения: идеального смешения, идеального вытеснения (поршневой режим, т.е. отсутствие перемешивания), вытеснения с диффузией. Они могут быть усложнены за счет учета: проскока, то есть части потока, который не смешивается с основным объемом вещества в аппарате и сразу попадает на выгрузку; обратного, или циркуляционного, потока, который выходит за пределы аппарата или определенной его части и вновь возвращается, перемешиваясь с веществом в месте входа; струйного потока, мгновенно переносящего вещество непосредственно из одной зоны в другую.

Таким образом, могут быть сформулированы несколько вариантов процесса в зависимости от условий проектирования и работы мембранного модуля: перекрестный и параллельный

ток, полное перемешивание и поршневое движение. Когда потоки пермеата и сбросный поток движутся в «поршневом» режиме, случаи противотока и параллельного тока должны рассматриваться отдельно. Мембранный модуль, работающий в «поршневом» режиме, дает наиболее высокую степень разделения, в отличие от модуля, работающего в режиме полного перемешивания.

Рис. 13. а) – перекрёстный ток; б) – противоток; в) – параллельный ток; I – фаза низкого давления; II – фаза высокого давления.

Из всех случаев наиболее эффективен режим противотока. Поршневой режим движения может быть реализован в потоке, когда используется высокая продольная скорость и узкий канал. В этом случае обычно отмечается значительная потеря давления вдоль канала вследствие повышенного гидродинамического сопротивления и, следовательно, требуются высокие затраты электроэнергии на перекачивание. К тому же потеря давления приводит к уменьшению движущей силы и в значительной мере к снижению проницаемости через мембрану. Эффективность модуля при этом понижается. Следовательно, проектирование и работа модуля должны проходить таким образом, чтобы сбалансировать два противоположных эффекта.

2.2 Расчет мембранной установки

Расчет мембранной установки проводится, когда выбраны, установлены или приняты следующие исходные данные:

- тип мембран;
- влияние внешних воздействий на технологические параметры мембран, прежде всего – давления, температуры, концентрации и скорости раствора – на удельную производительность по целевому компоненту;
- тип мембранного аппарата;
- технологическая схема установки.

Цель расчета:

- определить требуемую площадь мембран и, соответственно, необходимое количество мембранных модулей и аппаратов для обеспечения заданной производительности;
- провести секционирование установки (при необходимости);
- определить гидравлические потери напора и, соответственно, расход энергии на проведение процесса разделения.

Расчет первого приближения проводим в следующем порядке.

Из уравнений материального баланса определяем общий расход пермеата:

$$W_p = W_o - W_k = W_0 \left[1 - \left(\frac{c_k}{c_0} \right)^{\frac{1}{R}} \right] \quad (4)$$

де W_0 – расход газа на разделение, c_0 – концентрация этого раствора, W_K – расход концентрата, c_K – концентрация концентрата, R – задерживающая способность мембраны по целевому компоненту.

Затем находим потребную рабочую площадь мембран, считая в первом приближении удельную производительность как среднюю арифметическую величину между ее значениями при начальной и конечной концентрациях:

$$F_p = \frac{W_p}{G_{cp}} \quad (5)$$

Далее определяем число выбранных мембранных модулей, зная площадь мембран в каждом, и число мембранных аппаратов, зная или задавшись количеством модулей в аппарате:

$$n_{mod} = \frac{F_p}{F_{mod}} \quad (6)$$

$$N_{app} = \frac{n_{mod}}{n_{app}} \quad (7)$$

где F_{mod} – площадь мембран в одном модуле; n_{app} – количество модулей в аппарате.

После этого проводится уточненный расчет установки в зависимости от выбранной ее технологической схемы:

- прямоточные каскадные установки с секционированием;
- установки с циркуляционным контуром;
- установки многоступенчатые.

Показатели работы мембраны можно охарактеризовать ее производительностью и селективностью. Обычно состав сырья в лабораторных установках постоянен, что же касается работы модуля, ступени или мембранной системы в целом концентрация в разделяемом потоке разная на входе и выходе (в ретентате). В результате поток через мембрану и его локальный состав зависят от координаты вдоль мембраны в системе. Для проектирования мембранной системы необходимо задаться параметрами процесса.

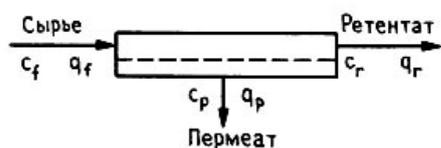


Рис. 14. Схема мембранной системы с входным потоком, в которой сырье разделяется на два потока — ретентат и пермеат.

Сырьевой поток, входящий в систему, имеет концентрацию растворенного вещества C_f ($\text{кг}/\text{м}^3$) и объемную скорость q_f ($\text{м}^3/\text{с}$). В случае первапорации и газоразделения концентрации компонентов обычно выражают в мольных долях. Растворенный компонент в той или иной мере удерживается мембраной, в то время как растворитель свободно проходит через мембрану. Таким образом, концентрация растворенного компонента увеличивается с координатой вдоль мембраны и достигает окончательной величины C_r в ретентате, текущем со скоростью q_r . Концентрация в пермеате равна C_p , объемная скорость пермеата - q_p .

Важной характеристикой мембранного процесса является доля сырьевого потока, прошедшего через мембрану (SS):

$$SS = \frac{q_p}{q_f} \quad (8)$$

Параметр SS изменяется от 0 до 1 и определяет экономичность процесса. Промышленные мембранные процессы, как правило, проектируются таким образом, чтобы обеспечивать по возможности высокую величину SS . Однако эта величина также влияет на характеристики мембраны или эффективность (т. е. на состав пермеата и ретентата) процесса в целом. В лабораторных установках значения SS , как правило, поддерживают близкими к нулю, получая при этом максимальные степени обогащения (в пермеате или ретентате). С увеличением доли проникшего через мембрану потока степень обогащения снижается из-за снижения движущей силы, т. е. увеличения в потоке над мембраной концентрации компонента с меньшей способностью проникать через мембрану.

Другим важным параметром является степень снижения объема (VR), которая определяется как отношение потока сырья к потоку ретентата. Эта величина показывает степень концентрирования смеси.

$$VR = \frac{q_f}{q_r} \quad (9)$$

При периодическом режиме работы установки отношение потоков заменяется на отношение объемов

$$VR_{\text{период}} = \frac{V_f}{V_r} \quad (10)$$

где V_f и V_r — начальный и конечный объем соответственно.

Следующим важным параметром процесса является задержание, или коэффициент задержания (R), выражающий степень удерживания растворенного компонента мембраной. Величина R определяется следующим образом:

$$R = \frac{C_f - C_p}{C_f} = 1 - \frac{C_p}{C_f} \quad (11)$$

Для газоразделения удобнее характеризовать селективность мембран фактором селективности α . Фактор разделения для случая бинарной смеси определяется формулой

$$\alpha_{A/B} = \frac{y_A / y_B}{x_A / x_B} \quad (12)$$

Основное уравнение, описывающее скорость потока газа i через мембрану, имеет вид:

$$Q_i = \frac{P_i A}{l} (p_h x_i - p_L y_i) \quad (13)$$

где P_i — коэффициент проницаемости для i -го компонента, A - площадь мембраны, l - толщина мембраны, p_h - давление на входе в мембрану (область высокого давления), p_L - давление на стороне пермеата (область низкого давления), x_i и y_i - мольные доли i -го компонента в сырье и пермеате соответственно. Аналогичное уравнение можно записать и для j -го компонента. Эти уравнения описывают транспорт через мембрану в любой точке модуля.

Состав пермеата зависит от состава сырья, коэффициента проницаемости и отношения давлений. Рассмотрим смесь газов, состоящую из i -го и j -го компонентов. Состав сырьевого потока зависит от положения точки в модуле, в которой проводят измерения. Следовательно, и состав пермеата является функцией расстояния в модуле. Однако при идеальном смешении (или $SS=0$) состав смеси над мембраной не изменяется (сырье и ретентат имеют одинаковый состав). Тогда можно вывести уравнение, описывающее состав пермеата.

Так как доля i -го компонента в пермеате равна

$$y_i = \left(\frac{Q_i}{Q_i + Q_j} \right) \quad (14)$$

где Q_i и Q_j задаются уравнением 35, и

$$x_j = 1 - x_i \quad (15)$$

для y_i - получается следующее выражение:

$$y_i = B - \sqrt{B^2 - \frac{\frac{P_i}{P_j} p_h}{\left(\frac{P_i}{P_j} - 1\right) p_L} x_i} \quad (16)$$

где

$$B = 0,5 \left[1 + \frac{p_h}{\left(\frac{P_i}{P_j} - 1\right) p_L} + \frac{p_h}{p_L} x_i \right] \quad (17)$$

Эти же уравнения можно использовать и для оценки работы модуля в режиме поперечного потока (режим идеального вытеснения до мембраны и режим идеального смешения после мембраны). В этом случае в качестве средней необходимо использовать средне-логарифмическую концентрацию. Таким образом, когда концентрации сырья на входе в модуль и ретентата существенно различаются ($x_r/x_f < 0,5$), систему можно разбивать на ряд ступеней, для которых выполняется условие $x_r/x_f = 0,5$, поскольку в противном случае сильно уменьшается точность расчетов. Среднелогарифмическую концентрацию сырья \bar{x} можно определить как

$$\bar{x} = \frac{x_f - x_r}{\ln\left(\frac{x_f}{x_r}\right)} \quad (18)$$

При неизвестных концентрациях сырья и ретентата их можно оценить методом итерации с использованием уравнений 16 и 17.

3. МЕМБРАННАЯ ПЕРЕРАБОТКА ВОЗДУХА

3.1 Получение обогащенного кислородом воздуха в одностадийном процессе

Получение кислородно-азотных смесей с содержанием кислорода 25-40% особенно важно как для медицинских применений, так и для интенсификации процессов горения. Чтобы достичь такой концентрации в пермеате, необходимо выбрать мембрану на основе анализа проницаемости и селективности материалов. Другим важным аспектом проблемы является отношение давлений по обе стороны мембраны. Поскольку воздух как сырье не имеет стоимости, процесс можно осуществлять при минимальных степенях извлечения (или, другими словами, при неизменном составе потока газа над мембраной, $x_f = x_r$, используя вакуумный насос для откачки пермеата, как это показано на **Рис.15**.

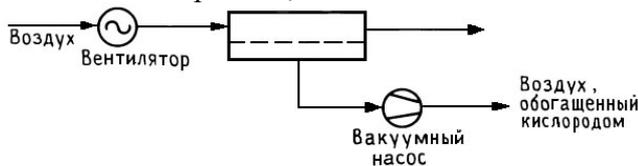


Рис. 15. Схема мембранного получения обогащенного кислородом воздуха.

При нулевой степени извлечения состав пермеата будет зависеть от идеального фактора разделения $P(O_2)/P(N_2)$ и от отношения давлений до и после мембраны p_H/p_L .

Чем выше фактор селективности, тем выше будет концентрация кислорода в пермеате, однако эта зависимость не линейна (**Табл. 3**).

Табл. 3. Обогащение воздуха кислородом

$\alpha(O_2/N_2)$	Предельная концентрация O_2 в пермеате
2	35
4	51
10	73
100	96

Концентрации кислорода в пермеате приведены в **Табл. 4** для отношения давлений, равного 5 (например, $p_H = 1$ бар и $p_L = 0,2$ бар).

Теперь рассчитаем поверхность мембраны и расход энергии, необходимые для получения потока $10 \text{ м}^3/\text{ч}$, содержащего 30% кислорода. Для этой цели будет использована композиционная мембрана с рабочим слоем на основе полидиметилсилоксана толщиной 1 мкм.

Табл. 4. Содержание кислорода в пермеате при различных факторах разделения $\alpha = P(O_2)/P(N_2)$ и 5-кратном отношении давлений до и после мембраны

α	2	2,2	3	4	5	10
O_2 в пермеате, %	31	33	38	43	46	57

Табл. 5. Данные, необходимые для расчёта.

Концентрация кислорода в сырье	$x_f = 0,21$ (мольные доли)
Концентрация кислорода в пермеате	$x_p = 0,3$
Селективность	$\alpha(O_2/N_2) = 2,2$
Производительность по пермеату	$q_p = 10 \text{ м}^3/\text{ч}$
Проницаемость по кислороду	$P(O_2) = 600$ баррер
Толщина мембраны	$\ell = 1$ мкм
Давление до мембраны	$p_h = 1$ бар
Давление после мембраны	$p_l = 0,2$ бар

Полидиметилсилоксан имеет коэффициент проницаемости по кислороду, равный 600 баррер, и селективность $\alpha(O_2/N_2) = 2,2$. Предположим, что процесс протекает при постоянном составе сырья вдоль мембраны. Необходимые для расчета параметры собраны в **Табл. 5**. Из **Табл. 5** следует, что выбранная мембрана способна произвести обогащенный кислородом воздух, содержащий 30% кислорода. Поскольку получается даже большее обогащение (концентрация в пермеате составляет 33%), можно снизить отношение давлений, несколько уменьшив расход энергии, или можно частично разбавить пермеат воздухом. Диаграмма потоков, входящих в модуль и покидающих его, приведена на **Рис. 16**. Расход кислорода можно рассчитать по Ур. 35:

$$J(O_2) = [P(O_2)/\ell][p_h x_f - p_l x_p]$$

$$P(O_2)/\ell = 1,63 \text{ м}^3(\text{н.у.})/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{бар}$$

$$J(O_2) = 0,235 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$$

$$q(O_2) = q_p \cdot 0,33 = 3,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

откуда следует, что необходимая поверхность мембраны составляет

$$q(O_2)/J(O_2) = 3,3/0,235 = 14 \text{ м}^2$$

Если толщина рабочего слоя мембраны снижается с 1 до 0,1 мкм, то поверхность мембраны можно сократить до 1,4 м². Если использовать более селективную мембрану, но с меньшей проницаемостью, можно снизить отношение давлений или добавлять воздух для получения потока, содержащего 30% кислорода. Однако для систем с вакуумированием предпочтение следует отдавать материалам с высокой проницаемостью.

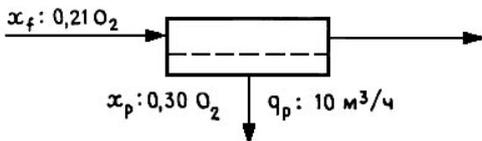


Рис. 16. Одностадийная установка для обогащения воздуха кислородом.

Расход энергии определяется мощностью, потребляемой при работе вакуумного насоса и вентилятора. В предположении изотермического сжатия и расширения эту величину можно рассчитать по следующей формуле:

$$P = \frac{nRT}{\eta} \ln \frac{p_h}{p_l} \quad (18)$$

где η - эффективность (к.п.д.) насоса, n — число молей, откачиваемых в секунду, p_h/p_l - отношение давлений. Предположим, что к.п.д. вентилятора 60%, к.п.д. вакуумного насоса 50%, а отношение давлений на мембране при прохождении воздухом вентилятора составляет $p_h/p_l = 1,05$. Наконец, при расходе сырья $q_f = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$, т. е. при отношении $q_f/q_p = 20$, найдем мощности, потребляемые вакуумным насосом и вентилятором: вакуумный насос: $P = 988 \text{ Дж/с} \approx 1,0 \text{ кВт}$; вентилятор: Мощность = $599 \text{ Дж/с} \approx 0,6 \text{ кВт}$

3.2 Получение обогащенного азотом воздуха в одностадийном процессе

Другой вариант процесса разделения воздуха - получение технического азота (концентрация 95-99,9%), поскольку минимальная концентрация азота, применяемого в качестве инертной атмосферы, должна быть выше 95%. В отличие от систем с получением обогащенных кислородом потоков данная система, в которой целевым продуктом служит ретентат, работает с компримированным сырьем, как следует из **Рис. 17**.

Мембраны, используемые в данном процессе, должны быть более селективными, чем те, которые рассматривались выше в связи с обогащением воздуха кислородом.

Замечание. На первый взгляд в этом случае, казалось бы, можно было использовать менее селективные мембраны, компенсируя низкую селективность очень малыми степенями извлечения ретентата. Однако при этом будут неоправданно возрастать как поверхность мембраны (капитальные затраты), так и, что особенно нежелательно, расход энергии на компримирование сырья.

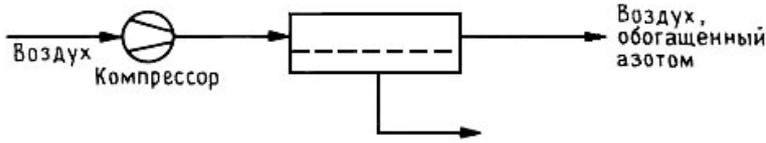


Рис. . Схема получения обогащенного азотом воздуха.

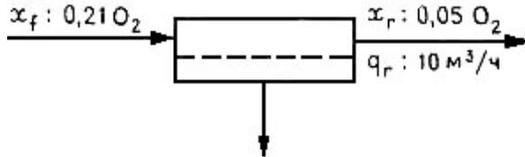


Рис. 17. Схема обогащения воздуха азотом.

Рассмотрим пример оценки поверхности мембраны и необходимого расхода энергии для получения потока $10 \text{ м}^3/\text{ч}$ с содержанием 95% азота. Будем использовать модифицированную мембрану на основе полифениленоксида. Характеристики мембраны и параметры процесса представлены в Табл. 6, а диаграмма потоков - на Рис. 17, где приведены мольные доли кислорода.

Табл.6. Данные, необходимые для расчета

Концентрация азота в сырье	$x_f = 0,79$ (мольные доли)
Концентрация азота в ретентате	$x_r = 0,95$
Селективность	$ \alpha(\text{O}_2/\text{N}_2) = 4,2$
Производительность по ретентату (т. е. поток ретентата)	$q_r = 10 \text{ м}^3/\text{ч}$
Проницаемость по кислороду	$P(\text{O}_2) = 50 \text{ бррер}$
Толщина мембраны	$l = 1 \text{ мкм}$
Давление до мембраны	$p_h = 10 \text{ бар}$
Давление после мембраны	$p_L = 1 \text{ бар}$

Уравнения, приведенные в предыдущем разделе, здесь применить нельзя, поскольку слишком велика разница между содержанием кислорода в сырье и ретентате ($x_r/x_f < 0,5$). Проведем расчет для двух условных стадий (Рис. 17), а именно:

стадия 1 $21\% \text{O}_2 \rightarrow 10\% \text{O}_2$

стадия 2 $10\% \text{O}_2 \rightarrow 5\% \text{O}_2$

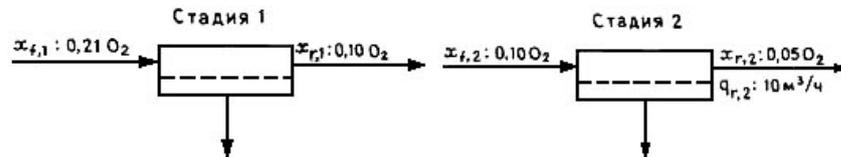


Рис. 17. Анализ двухстадийной системы обогащения воздуха азотом.

Поток ретентата в стадии 1 служит сырьем в стадии 2 ($x_{r,1} = x_{f,2}$ и $q_{r,1} = q_{f,2}$). Вначале рассмотрим стадию 2, поскольку известно значение $q_{r,2}$.

Стадия 2

Среднегеометрическая концентрация кислорода в стадии 2 $\bar{x}_1 = 0,072$, а концентрацию кислорода в пермеате $x_{p,2}$ можно рассчитать по уравнению 41: $x_{p,2} = 0,20$. Скорости сырья и пермеата могут быть рассчитаны из уравнений материального баланса, после чего можно определить поверхность мембраны

$$q_{f,2} = q_{p,2} + 10, \quad 0,1q_{f,2} = 0,20q_{p,2} + 10 \cdot 0,05, \quad q_{f,2} = 15 \text{ м}^3/\text{ч} \quad \text{и} \quad q_{p,2} = 5 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$J(\text{O}_2) = \frac{P(\text{O}_2)}{l} [p_h \bar{x}_2 - p_L x_{p,2}]$$

$$P(\text{O}_2)/l = 0,137 \text{ м}^3(\text{н.у.})/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{бар}$$

$$J(\text{O}_2) = 0,071 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$$

$$q(\text{O}_2) = q_p \rightarrow 0,20 = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Таким образом, поверхность мембраны в стадии 2 составляет $A_2 = 14 \text{ м}^2$.

Стадия 1

$$q_r = q_{f,2} = 15 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Среднелогарифмическая концентрация кислорода над мембраной в стадии 1

$$\bar{x} = 0,144$$

а концентрацию кислорода в пермеате $x_{p,1}$ рассчитаем по уравнению 41

$$x_{p,1} = 0,36$$

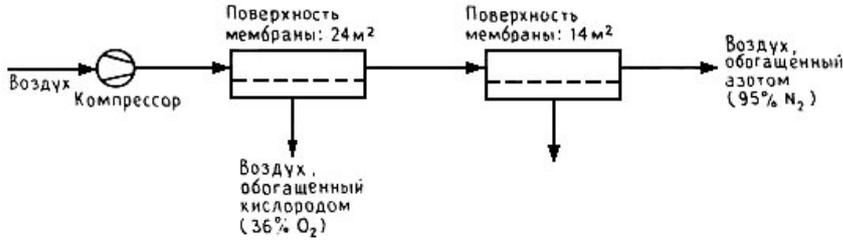


Рис. 18. Мембранное разделения воздуха на два целевых продукта: обогащенный азотом и обогащенный кислородом потоки.

Тогда

$$q_{f,1} = q_{p,1} + 15; 0,21q_{f,1} = 0,36q_{p,1} + 0,1 \cdot 15$$

$$q_{f,1} = 25 \text{ м}^3/\text{ч} \text{ и } q_{p,1} = 10 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$J(\text{O}_2) = 0,148 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$$

$$q(\text{O}_2) = q_p - 0,36 = 3,6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Следовательно, поверхность мембраны в стадии 1 составляет $A_1 = 24 \text{ м}^2$. Общая поверхность мембраны $A_{tot} = A_1 + A_2 = 38 \text{ м}^2$.

Этот пример показывает, что в подобном мембранном процессе можно иметь два целевых потока: обогащенный кислородом пермеат на первой стадии (**Рис. 18**) и обогащенный азотом ретентат на второй стадии.

Расход энергии определяется мощностью компрессора. Последняя может быть рассчитана по тому же уравнению, которым мы пользовались при расчете мощности вакуумного насоса. Предполагая, что к.п.д. компрессора 70%, имеем $q_{f,1} = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$, $n = 0,284 \text{ моль/с}$, мощность $2313 \text{ Дж/с} \approx 2,3 \text{ кВт}$