## UF-GE

### 单元功能

膜分离是以选择透过性膜为分离介质，在其两侧造成推动力（压力差、电位差、浓度差)）,原料组分选择性通过膜，从而达到分离的目的。与传统的给水处理工艺相比，膜分离技术有不可比拟的优点。

出于不同的目的，膜的分类方式有多种。按膜的化学组成结构分为有机材料（纤维素类、聚酰胺类、芳香杂环类、聚砜类、聚烯烃类、硅橡胶类、含氟聚合物及聚碳酸和聚电解质等 ）、无机材料（陶瓷、玻璃、金属）。按几何形状可分为平板式、管式、毛细管式和中空纤维式。其相应的膜组件有平板型、圆管型、螺旋卷型和中空纤维型。

按膜的结构分有对称结构膜（ 柱状孔膜、多孔膜、均质膜 ）、不对称结构膜（多孔膜、具有皮层的多孔膜、复合膜 ）。

按定义分有微滤（Microfiltration，MF）、超滤（Ultrafiltaudn，UF）、纳滤（Nanofiltration，NF）、反渗透（Reverse Osmosis，RO）、渗析（Dialyses）、电渗析（Eleum Dialyses，ED）等。

UF（超滤）的运行压力低，为70～200kPa，UF膜的孔径范围在0.001～0.1μm， UF可以截留水中绝大部分悬浮物、胶体和细菌，其作用相当于以除浊度为目的的传统处理工艺。因此UF不仅适合于处理地下水，而且适合于处理地面水。

（1）超滤膜过滤的特点：

①可截留全部胶体物质、藻类和大部分高分子有机物，可截留全部细菌、寄生虫和

99.99%以上的病毒，提高饮用水的生物学安全性。

②减少消毒剂用量，降低消毒副产物的产生，保留水中溶解性矿物质，有利于人体

健康。

* 1. 适应原水浊度变化能力强，出水水质稳定。絮凝剂用量少，运行管理简单。
  2. 跨膜压差较低，所需动力消耗少。系统活动转动部件少，故障率低。

⑤膜装置占地面积少，设备模块化和预制化，便于改扩建和缩短建设周期。

⑥对色、嗅、味、低分子有机物及溶解性无机盐去除率低。

⑦需要周期性进行化学清洗，化学清洗产生的废液需要进行无害化处理。

⑧膜组件造价较高，使用寿命较短，导致投资和运行成本有所增加。

（2）超滤膜装置

①膜组件过滤方式

水处理使用的超滤膜过滤方式，一般有死端过滤和错流过滤两种。

死端过滤时，水的流向与膜表面垂直，被截留物沉积在膜的表面，导致膜的过滤阻力不断增大，产水量不断减少。因此死端过滤需要定期进行清洗以去除沉积物，降低膜的过滤阻力，恢复膜的产水能力。

错流过滤时，部分水以较大的流速与膜面呈平行状态流过，部分水垂直通过膜成为滤后水。与膜表面平行的水流将大部分沉积在膜表面的截留物带走，抑制膜表面积泥现象，可减缓膜过滤阻力的增长，清洗周期大大延长。

从成本方面看，死端过滤方式不像错流过滤方式那样需要平行流，因此，所需动力费比较少。错流过滤方式一般膜面流速越高，防止膜污染效果越明显，可以得到较高的膜通量，但运行成本也越大。

②膜装置类别

压力式膜组件即膜在压力腔体一即膜壳内运行，其特点是可实现较大的跨膜压差，膜通量较大，生产效率高。且地行化学清洗时药剂用量小，可实现全自动运行和清洗。压力式膜组件又分为内压式和外压式。内压式即将膜元件安装在能承受一定工作压力的容器内，原水从膜丝的内腔进入，清水向膜丝外侧渗出。外压式即将膜元件安装在能承要一定工作压力的容器内，原水在膜丝外侧进入，清水向膜丝内腔渗入。

浸没式是将膜组件浸入敞开的容器中，就变为浸没式膜组件，待滤水从膜外部流入，滤后水从膜内腔流出。由于浸没式膜组件具有容纳截留物的较大空间，可以组合成较大规模的组件，所以多用于中、大型水处理设施。浸没式膜组件的出水可以采用重力流方式、虹吸方式或泵吸方式。

（3）超滤膜系统技术参数

①膜同量

膜通量指超滤膜过滤工艺的单位产水量，通常以单位膜面积单位时间的产水量表示[L/(m²·h)]。膜通量是决定膜过滤设施的初期成本、运行成本以及所需占地面积的最重要因素。膜通量受膜的种类、原水水质及水温等因素的影响，应根据现场试验数据选定。膜的设计通量一般是指在一定的水温和一定跨膜压差条件下的通量。随着水温的下降，在固定的跨膜压差下，通量会有所下降。为保证净水厂产水能力不变，可通过提高跨膜压差（系统工作压力）来保证产水量。

采用不同的过滤方式，膜通量也有较大差距。如果采用错流过滤方式，用加大膜面流速的方法可以在一定程度上提高膜通量，但是动力费也相应增加。

②跨膜压差

跨膜压差指超滤膜系统运行时膜两侧的压力差,对膜通量影响很大。随着跨膜压差的增大，膜通量也增大。如使用压力式膜组件，跨膜压差不超过300kPa。如果采用浸没式膜组件，抽吸负压不宜过大，否则膜过滤出水里的溶解气体变成气泡可能产生空气堵塞现象。所以浸没式膜组件出水端负压一般在-60kPa以下。

设计计算系统工作压力时，应考虑膜组件实际运行测定的数值，其中还应包括管路系统的局部及沿程水头损失，并给出一定的余量。

③水温

膜通量受水温的影响很大，水温越低，水的黏度就越大，膜通量也越小。一般在20℃的基础上，温度每下降1℃，通量约下降2.5%，不同厂商的膜会有不同的数值。所以在设计膜过滤设施时，要充分考虑一年内的最低水温、最低水温时的需水量以及膜的温度特性（水温和膜通量的关系）等因素的影响。不同运行方式在设计上重视不同的参数，恒压运行时，最低水温时的膜通量最为重要；恒流量运行时，最低水温时的跨膜压差最为重要。

④膜单元工作周期

膜单元工作周期包括过滤产水和物理清洗两个时段。当采用恒压差变通量过滤时，通量下降到设计值时开始清洗；当采用恒通量变压差过滤时，压差达到最大允许值时开始清洗。

膜单元工作周期与膜的性能、过滤方式、原水水质、设计通量、物理清洗强度和清洗历时等因素有关，一般需要根据过滤试验得出。死端过滤周期较短，错流过滤周期较长；原水浊度高、设计通量小、物理清洗强度小、清洗历时短均导致工作周期较短，而原水浊度低、设计通量大、物理清洗强度大、清洗历时长均可使工作周期较长。

⑤产水率

产水率指扣除膜过滤设施自身反冲洗等消耗的产出水后，最终产水量与进水量的比值，分为单元产水率和系统产水率两种。

单元产水率是指以膜单元为考查对象的产水率，与膜单元的设计通量、物理清洗强度和清洗周期等参数有关。不同的膜处理工艺膜单元的产水率变化很大，压力式膜单元的产水率通常不低于90%；而浸没式超滤膜，单元内部可自行回收清洗废水，因此产水率可达到98%以上。

系统产水率是指包括预处理设施和膜处理设施组成的膜系统的产水率，受原水水质和工艺流程影响较大，与单元产水率无关。在采取了物理清洗废水回收措施后，系统产水率可达98%以上。但是回收物理清洗废水需要增加其他处理设施和设备，运行管理也稍微复杂一些。因此回收物理清洗废水时必须考虑其效率性和经济性等因素。

（4）超滤膜的清洗

①物理清洗，物理清洗就是用水进行清洗，分为正洗、反洗、气水混合清洗、空气辅助清洗等多种模式。反洗时冲洗水从产水端进入，由进水端流出，反向冲洗超滤膜，将沉积在膜表面的泥饼冲起后排出，因此反洗只用滤后水。正洗时冲洗水沿膜滤前侧的表面冲洗，利用水流的剪切力将附着在膜表面的泥饼冲起排出，因此正洗一般可用原水。

外压式膜组件一般只需进行反洗，内压式膜组件除了反洗外还需要进行正洗，清洗程序为正洗→反洗→正洗。正洗时同时加入空气即为气水混合冲洗可以获得较好的清洗效果，同时节省清洗用水量。浸没式膜组件只进行反洗，并在反洗时辅助空气擦洗（曝气）。

为了减缓超滤膜的污染，可在反洗水中加入一定量的氯，以消除水中污染物对超滤系统的影响。物理清洗强度和时间是保证清洗效果的重要参数，可向产品生产商索取，也可通过现场试验取得。

②化学清洗，超滤膜运行到一定程度，超滤膜会引起深层污染，当膜运行通量下降到90%以下，物理性清洗不能使膜恢复到起始通量时，则需进行化学清洗。化学清洗又分为维护性化学清洗和恢复性化学清洗，二者的区别仅限于清洗药剂的种类、药剂浓度和浸泡时间的不同。

维护性清洗所用药剂单一药剂浓度相对较低，浸泡时间较短。当维护性化学清洗仍不能使膜恢复到运行起始通量时，则需要联合使用多种浓度较高的药剂浸泡较长时间，进行恢复性化学清洗。

如恢复性化学清洗已无法使膜恢复到运行起始通量，则需要更换新膜。由于原水水质的不同，预处理工艺的不同，以及各个膜厂商膜的抗污染特性不尽相同，所以化学清洗周期的变化幅度较大，从数天到数月不等。

恢复性化学清洗过程为：碱洗→酸洗→次氯酸钠清洗→清水清洗。碱洗时用0.5%的NaOH溶液浸泡超滤膜1～4h，酸洗时用0.5%的HCl或者用1%的柠檬酸溶液浸泡超滤膜1～6h，次氯酸钠清洗是用含0.001%有效氯的次氯酸钠溶液浸泡1～6h。

为了提高化学清洗效果，化学清洗时，应对清洗液进行循环。化学清洗根据所选药剂品种需要设若干储药桶和配套搅拌器，还需要选配耐酸碱的清洗泵。

化学清洗分为在线清洗和离线清洗。在线清洗是指不用拆卸膜组件，在生产线上进行清洗。所谓离线清洗，即将膜组件移到专门的清洗装置内清洗，这样可以减少清洗装置的防腐工作量，节约清洗剂。采取何种清洗方式应根据设计条件和操作习惯选取。

压力式膜为封闭系统，无论是产水、反冲洗还是化学清洗均在密闭的管路内进行，其化学清洗方式为在线式清洗。压力式膜清洗周期较短，动作频率高，因此对设备的要求也高，但自动化程度较高，操作方便。

浸没式膜可以采用离线清洗方式，也可以采用在线化学清洗。采用在线式化学清洗，膜单元应分格布置。如采用离线式化学清洗，可不用分格

### 设计参数

进水悬浮物浓度 {key1} mg/L，溶解性固体{key2} mg/L，COD {key3} mg/L，PH {key4}，设计水温{key5} ℃，超滤膜选用外压式中空纤维PVDF膜，过滤精度{key12}μm，单套超滤膜净产水量q= {key6} m3/h（24h运行），运行数量n= {key7}套，备用1套，超滤膜设计产水净通量m= {key8} LMH，系统回收率f= {key18} %，膜有效面积s= {key22} m2/只，产水TSS≤{key23} mg/L，产水浊度≤ {key24} NTU，产水SDI≤ {key25}。反洗频率为1次/30min，反洗时间为t=1min，水反洗通量q2=100 L/h/m2，单只膜反冲洗风量为q3=8.5m³/h•支（0.1MPa压力下的风量）；单只膜化学清洗流量q4=2m3/h•支；维护性清洗频率为1次/天，每次维护性清洗之前需要进行反洗过程，之后进行正冲洗，持续加药时间为2min，浸泡时间为5~10min，次氯酸钠加药量为a1=500mg/L（加在清洗泵出口管道混合），盐酸加药量为a2=500mg/L（加在清洗泵出口管道混合，絮凝剂残余量偏大时可能导致酸洗频率增加），NaOH 加药量为a3=500mg/L（加在清洗泵出口管道混合）；恢复性清洗需要加热至35℃，清洗结束后需冷却30min，每次恢复性清洗之前需要进行反洗过程，之后进行正冲洗，恢复性清洗频率为1次/月，持续时间为5h（每种药剂5小时，每小时中循环15分钟，浸泡45分钟）， 次氯酸钠加药量为1000mg/L，pH为11.5±0.1，盐酸加药量为2000mg/L，pH为2.1±0.1，NaOH 加药量加药量为1000mg/L，均由计量泵加至化学清洗水箱。

### 设计计算

本方案基于假定超滤进水不含油、PAM、难溶垢类等任何不可逆堵膜的物质，且不含任何危险溶剂及锋锐的砂子，前段已经过混凝沉淀预处理。

1. 自清洗过滤器

运行总水量

= {key9} {key7} / {key8} % = {key13}

每套过滤器处理水量

{key9} / {key18} % = {key11}

过滤精度为200μm

1. UF膜组件

超滤总进水量

{key9} {key7} / {key18} % = {key13}

超滤总产水量

{key9} {key7} = {key14}

单只膜净产水量

{key22} {key 26} / 1000 = {key17}

单套膜设备的膜只数

{key9} / {key17} = {key28} 只

总的膜面积

{key22}{key7}{key28} = {key32}

产水净通量（实际）

{key9} / {key28} / {key22}1000 = {key33} LMH

运行通量（实际）

{key33} / {key18} = {key34} LMH

1. 进水运行

进水泵设置5台，4用1备

进水泵流量

{key9} / {key18} % = {key36}

进水运行在15-45min时间选择为宜，本次选择29min

膜组最大入口压力为380kPa，正常进水压力为0.2~0.3MPa，进水泵压力选择0.3MPa

1. 反洗过程

单套反冲洗水量

{key41} {key28} {key22} / 1000 = {key42}

超滤反洗泵扬程0.2~0.25MPa，本次选择{key43}MPa

反洗泵设备2台，1用1备

单套反冲洗风量（0.1MPa压力下的风量）

{key45} {key28} = {key46}

单套反冲洗风量（0.7MPa压力下的风量）

{key46} / 0.7 0.1 = {key47}

储罐有限容积（按每套超滤用气1min）

{key47} / 60 {key7} = {key48}

1. 化学清洗系统

单只膜化学清洗流量q4=2m3/h•支

化学清洗泵流量

{key49} {key28} = {key50}

清洗泵扬程0.3~0.35MPa，本次选择{key51}MPa

清洗泵设备2台，1用1备

1. 维护性清洗

次氯酸钠密度为ρ1=1.155kg/L，有效成分为10%

次氯酸钠加药流量

考虑到泵的冲程选择等因素，计量泵实际使用流量建议按照其最大输出流量的60%--70%计算

次氯酸钠加药泵流量

盐酸密度为ρ2=1.15kg/L,有效成分为30%

盐酸加药流量

盐酸加药泵流量

NaOH密度为ρ3=1.37kg/L,有效氯成分为30%

NaOH 加药流量

NaOH 加药泵流量

1. 恢复性清洗

恢复性清洗需要加热至35℃，清洗结束后需冷却30min，每次恢复性清洗之前需要进行反洗过程，之后进行正冲洗，恢复性清洗频率为1次/月，持续时间为5h（每种药剂5小时，每小时中循环15分钟，浸泡45分钟）。