# 铵法磷酸铁母液深度浓缩减量化应用技术探究

张忠朝

（云南云聚能新材料有限公司，云南 安宁 650300）

［摘 要］在新能源电池正极材料前驱体磷酸铁生产过程中，单吨磷酸铁产品产生母液12～15 t，ρ(TDS）为45 000～55 000 mg/L，母液经过预处理、砂滤和一级反渗透浓缩后，ρ(TDS）仅达99 206 mg/L，导致后序蒸发结晶负荷过大，浓缩蒸汽消耗增加。为降低铵法磷酸铁母液处理成本，探索铵法磷酸铁母液深度浓缩减量化技术。采用超高压反渗透技术深度浓缩后，蒸发结晶系统进水ρ(TDS）升高至≥140 000 mg/L，减量化率达到35%以上，具有较高经济效益，铵法磷酸铁母液处理成本降低约3元/m³，电池前驱体正极材料磷酸铁产品生产成本折合降低170元/t。

［关键词］新能源；磷酸铁；母液；深度浓缩；减量化技术
［中图分类号］X78 ［文献标志码］B ［文章编号］2097-4566（2026）06-0088-05

## Study on application technology of deep concentration and reduction of mother liquor of ammonia method ferric phosphate

ZHANG Zhongchao
(*Yunnan Yunjuneng New Material Co., Ltd., Anning* 650300, *China*)

**Abstract**: In the production process of ferric phosphate by ammonia method, as the precursor of new energy battery, the amount of mother liquor for per ton of ferric phosphate product is 12 - 15 t, and the salt content is 45 000 - 55 000 mg/L. After pretreatment, sand filtration and primary reverse osmosis concentration, the salt content is only 99 206 mg/L, which leads to excessive load of subsequent evaporation and crystallization, increasing consumption of concentrated steam. In order to reduce the treatment cost of mother liquor of ammonia method ferric phosphate, it is necessary to explore the deep concentration and reduction technology. After deep concentration by ultra high pressure reverse osmosis concentration, the salt content of inflow in concentration evaporation crystallization system is increased to≥140 000 mg/L, and the reduction rate can reach more than 35%, which has high economic benefits. The treatment cost for 1 m³ mother liquor of ammonia method ferric phosphate is reduced by 3 RMB Yuan, and the production cost of ferric phosphate product is reduced by 170 RMB Yuan for per ton.

**Key words**: new energy; ferric phosphate; mother liquor; deep concentration; reduction technique

## 0 引言

新能源电池正极材料前驱体磷酸铁生产过程中，产生的母液经预处理、污泥过滤、砂滤、超滤和反渗透（RO）后，液相脱盐水电导率达到<10 μS/cm指标后回用；浓相硫酸铵溶液经浓缩、结晶、分离、干燥得到的产品满足《肥料级硫酸铵》（GB/T 535—2020）Ⅰ型产品指标要求[1]。

生产过程中，因系统砂滤洗液、超滤洗液、反渗透不合格冲洗水和机封水等大量内循环水进入母液前段，稀释了母液。同时，工艺设计上仅通过一级高压反渗透膜浓缩2.2倍，导致磷酸铁母液浓缩蒸发结晶系统进水盐含量（TDS）偏低（平均ρ(TDS）约为99 206 mg/L），蒸发结晶设备负荷过大，增加电耗和蒸汽消耗，按照浓缩母液处理量140 m³/h，蒸汽消耗达到10.5 t/h，电耗达到5 400 kW·h/h，单吨母液浓缩动力消耗成本费用约30元，拉高了铵法磷酸铁废水处理成本，降低了磷酸铁产品市场竞争力。

笔者简单介绍降低铵法磷酸铁系统内循环水量、母液深度浓缩减量化技术。其目的是通过降低内循环水量、深度浓缩母液，提高浓盐水盐含量并

收稿日期：2025-09-08
作者简介：张忠朝（1987— ），男，云南宣威人，高级工程师，从事电池前驱体磷酸铁、工业废水处理、硫酸铵、硫磷铵复合肥生产管理工作。

进行减量化处理，降低硫酸铵浓盐水处理成本。

## 1　铵法磷酸铁母液盐含量低的原因分析

铵法磷酸铁母液pH较低，经过预处理后加入氨水调节pH，产生氢氧化物沉淀，液固分离除重金属和除硬后，砂滤除去少量悬浮物杂质，超滤膜过滤去除水中全部黏土、细菌、浮游生物、不溶性铁、不溶性锰等悬浮物，再进入反渗透膜浓缩。但因砂滤、超滤、精密过滤器等的反洗液、正洗液，以及机封水、反渗透不合格水等低盐含量水进入母液前段，导致母液盐含量降低，同时，工艺设计上仅通过一级高压反渗透膜浓缩，导致磷酸铁母液浓缩蒸发结晶系统进水盐含量偏低，造成蒸发结晶设备的负荷过大，蒸汽消耗和电耗增加。

### 1.1　内循环水进入母液前段稀释

正常生产情况下，砂滤过滤器正、反洗液，超滤2反洗液，精密过滤器冲洗液，高压反渗透不合格水共计大约90 $m^3/h$内循环水进入母液系统前段，稀释了母液盐含量。系统内循环水量具体来源和占比见表1。

基于以上数据判断，砂滤、超滤、精密过滤器等反洗、正洗液，以及机封水、反渗透产水不合格排水等低盐含量水进入母液前段约90 $m^3/h$，与母液来水混合后，再进入预处理，将降低预处理工序新鲜母液处理负荷，生产负荷将降低36%。

**表1　母液系统内循环水产生情况**

**Table 1　Production of circulating water in mother liquor system**

| 项目 | 水量/($m^3\cdot h^{-1}$) | 占比/% | 备注 |
|---|---|---|---|
| 锰砂过滤器正、反洗液 | 30 | 33.33 | 合计4套，运行4套，正洗16 h、反洗10 min，砂滤反洗泵$q_t$=655 $m^3/h$，平均4 h洗1套 |
| 超滤反洗液 | 5 | 5.56 | 2套运行，包括地漏，2 d反洗100 s，超滤反洗泵$q_t$=190 $m^3/h$，自清洗过滤器洗液和产水浊度现场检测仪表排水 |
| 高压反渗透(RO)不合格水 | 5 | 5.56 | 开启停、排水等，产水电导率现场检测仪表排水 |
| 精密过滤器冲洗液 | 5 | 5.56 | 合计5套，运行3套，12 h反洗15 min，洗涤提升泵$q_t$=150 $m^3/h$ |
| 浓缩厂房地沟水 | 10 | 11.11 | 就地排放冷凝液、机封水等 |
| 污泥压滤液 | 30 | 33.33 | 根据来水浊度情况递增 |
| 预处理机封水、取样排水 | 5 | 5.56 | |
| 合计 | 90 | 100.00 | |

### 1.2　单级高压反渗透膜浓缩

因母液初始$\rho$(TDS)为45 000～55 000 mg/L，采用高压反渗透膜浓缩，最大进水压力约8 MPa，系统进水转化为产水的比例为55%，由系统的回收率推算出RO系统对原水含盐量的浓缩倍数，其中浓缩倍数也被称为反渗透系统的浓缩因子[2]。

反渗透系统浓缩因子按（CF）式（1）计算：

$$CF=1/(1-R)。\qquad(1)$$

式中　$R$——膜（系统）的回收率，%。

常规系统回收率及对应的浓缩因子见表2。

**表2　常规系统回收率及对应的浓缩因子**

**Table 2　Recovery rate of conventional system and corresponding concentration factor**

| 回收率$R$/% | 浓缩因子$CF$ | 回收率$R$/% | 浓缩因子$CF$ |
|---|---|---|---|
| 10 | 1.11 | 75 | 4.00 |
| 15 | 1.18 | 80 | 5.00 |
| 30 | 1.43 | 85 | 6.67 |
| 50 | 2.00 | 90 | 10.00 |
| 55 | 2.20 | 95 | 20.00 |

基于以上常规反渗透膜回收率对应的浓缩因子，可知工艺设计上仅通过一级高压反渗透膜浓缩2.2倍，按照进水$\rho$(TDS）45 000～55 000 mg/L，进入高压反渗透可浓缩至$\rho$(TDS）99 000～121 000 mg/L。

### 1.3　浓缩结晶进水盐含量数据

对实际生产装置取样分析，浓缩结晶系统进水盐含量分析结果见表3。

**表3　浓缩结晶进水分析结果**

**Table 3　Analysis results of concentrated crystallization water**

| 项目 | pH | $\rho$(TDS)/(mg·$L^{-1}$) | $\rho$(磷酸根)/(mg·$L^{-1}$) | $\rho$(硫酸根)/(mg·$L^{-1}$) | $\rho$(Ca)/(mg·$L^{-1}$) | $\rho$(Mg)/(mg·$L^{-1}$) | $\rho$(Fe)/(mg·$L^{-1}$) | $\rho$(Mn)/(mg·$L^{-1}$) | $\rho$(Al)/(mg·$L^{-1}$) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 样品1 | 6.00 | 98 740 | 2 592 | 98 976 | 14.21 | 18.40 | 0.25 | 5.67 | 0.12 |
| 样品2 | 5.88 | 96 300 | 2 261 | 109 752 | 19.20 | 20.00 | 0.41 | 6.17 | 0.10 |
| 样品3 | 5.70 | 102 580 | 1 820 | 117 384 | 20.05 | 19.54 | 0.16 | 6.88 | 0.17 |
| 平均值 | 5.86 | 99 206 | 2 224 | 108 704 | 17.82 | 19.31 | 0.27 | 6.24 | 0.13 |

基于以上数据，铵法磷酸铁母液经过一级高压反渗透浓缩处理后，$\rho$(DTS）仅达到99 206 mg/L。

### 1.4　原因分析

（1）铵法磷酸铁母液经预处理、砂滤、超滤和反渗透处理后，处理系统产水的内循环水占新鲜水的36%，导致母液盐含量降低。

（2）铵法磷酸铁母液经一级高压反渗透膜浓缩2.2倍，仅可浓缩至$\rho$(DTS）为95 000～122 000 mg/L。

## 2 铵法磷酸铁母液盐含量低的影响

铵法磷酸铁母液盐含量低，即浓缩蒸发结晶系统进水ρ(TDS) 偏低，由于整体浓缩倍数不足，造成蒸发结晶设备负荷过大，不仅增加装置浓缩负荷，而且导致蒸汽和动力电消耗高，系统运行成本高[3]。

### 2.1 浓缩结晶蒸汽消耗和电消耗

按照浓缩结晶进水ρ(TDS) 约99 000 mg/L，统计副产硫酸铵产品的蒸汽消耗和电耗，结果见表4。

由表4可知，铵法磷酸铁母液仅经一级高压反渗透浓缩后，单吨浓盐水蒸汽消耗约87 kg，电消耗约45.50 kW·h。

表4 硫酸铵浓缩结晶蒸汽消耗、电消耗数据

Table 4 Steam and power consumption data of ammonium sulfate concentrated crystallization

| 72 h蒸汽消耗量/t | 72 h进液量/t | 蒸汽消耗/(t·t$^{-1}$) | 72 h电耗/(kW·h) | 电耗/(kW·h·t$^{-1}$) |
|---|---|---|---|---|
| 740 | 8 524 | 0.086 8 | 387 784 | 45.50 |

### 2.2 浓缩结晶运行成本

按浓缩结晶处理进液140 m$^3$/h、ρ（TDS）约99 000 mg/L的处理负荷，蒸汽单价132元/t，工业电价格0.47元/（kW·h），硫酸铵浓缩结晶运行成本见表5。

表5 硫酸铵浓缩运行成本

Table 5 Operating cost of ammonium sulfate concentration

| 处理水量/(m$^3$·h$^{-1}$) | 蒸汽消耗/(t·h$^{-1}$) | 蒸汽单价/(元·t$^{-1}$) | 蒸汽费用/(万元·a$^{-1}$) | 电耗/(kW·h·h$^{-1}$) | 电单价/(元·(kW·h)$^{-1}$) | 电耗费用/(万元·a$^{-1}$) | 合计运行费用/(万元·a$^{-1}$) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 140 | 10.28 | 132 | 1 085.5 | 5 386 | 0.47 | 2 025.14 | 3 110.64 |

注：按每年运行8 000 h计。

由表5可知，铵法磷酸铁母液浓缩动力消耗成本约30元/t。

## 3 铵法磷酸铁工业废水母液深度浓缩减量化技术探究

### 3.1 高盐水深度浓缩减量工艺比较和工艺介绍

目前用于浓盐水脱盐处理的脱盐工艺，主要有超高压反渗透（RO）、DTRO、STRO、电渗析（ED）等[4-6]。其工艺技术比较见表6。

DTRO工艺：DTRO工艺是基于碟管式反渗透膜的工业运用，其核心技术在于碟管式反渗透膜的独特结构形式，是一种稳定可靠的高盐高COD废水处理技术。采用碟管式膜组件，膜片呈圆盘状，多层叠加，水流在膜片之间流动。这种设计能有效防止膜污染，适合处理高浊度、高污染的废水。常用于垃圾渗滤液、工业废水等高污染水处理。

STRO工艺：采用螺旋卷式膜组件，膜片卷成螺旋状，水流沿中心管流动。这种设计紧凑，适合处理低浊度、低污染的水源，多用于海水淡化、饮用水净化等低污染水处理。

超高压反渗透工艺：采用卷式膜，反渗透膜由0.1～0.3 μm厚皮层（致密层）和100～300 μm厚多孔支撑层构成。反渗透技术原理是在高于溶液渗透压的作用下，依据其他物质不能透过半透膜而将这些物质和水分离去除。反渗透膜的膜孔径非常小

表6 高盐水深度浓缩减量工艺技术对比

Table 6 Technical comparison of deep concentration and reduction of high brine

| 项目 | 技术优点 | 技术缺点 | 对比 |
|---|---|---|---|
| DTRO | (1)由于水流路径短且湍流强，能有效减少污染物沉积，抗污染能力较强，宽流道(2 mm)；(2)结构简单，易于拆卸和清洗，维护方便，运行和维护成本较低 | 膜数量庞大，投资和占地均较大；运行压力7.5 MPa时，产水ρ(TDS)达到100 000 mg/L，运行压力12.0 MPa时，产水ρ(TDS)可以达到150 000 mg/L以上；DTRO膜较贵(膜片、密封件、导流盘、中心拉杆) | 结构为碟片式；流道结构为开放流通；浓水流道宽度为1.5 mm；膜面积为0.45～9.40 m$^2$；使用压力为7.5～16.0 MPa |
| STRO | 适合低污染水处理，结构紧凑，初期投资较DTRO低；流道0.86～3.05 mm，较卷式膜更宽 | 水流路径较长，污染物容易沉积，抗污染能力较弱；结构复杂，清洗和维护相对困难 | 结构为特殊卷式；流道结构为梯形开放式；浓水流道宽度为0.8～1.2 mm；膜面积为25～29 m$^2$；使用压力为7.5～12.0 MPa |
| 超高压反渗透 | 布置紧凑，膜数量少，产水TDS低，初期投资低 | 流道窄(0.86 mm)，容易堵塞；每只膜壳内最后一支膜元件盐含量较高，容易结盐堵塞 | 结构为常规卷式；流道结构为菱形流道；浓水流道宽度为0.4～0.8 mm；膜面积为25～41 m$^2$；使用压力为7.5～12.0 MPa |
| ED | 回收率较高，浓水ρ(TDS)可以达到140 000 mg/L；膜组件简单，操作方便；运行稳定，膜使用寿命较长 | 耗电量较高；对进水水质水量波动较为敏感；工程造价较高 | 主要部件有阳、阴离子交换膜，塑料隔板，电极3部分 |

(0.000 1 μm)，因此能够有效地去除水中的溶解盐类、胶体、微生物、有机物等。

电渗析：渗析是指溶液中溶质通过半透膜的现象。自然渗析的推动力是半透膜两侧溶质的浓度差。在直流电场的作用下，离子透过选择性离子交换膜的现象称为电渗析。离子交换膜是由高分子材料制成的对离子具有选择透过性的薄膜，主要分阳离子交换膜（CM，简称阳膜）和阴离子交换膜（AM，简称阴膜）两种。阳膜由于膜体固定基带有负电荷离子，可选择透过阳离子；阴膜由于膜体固定基带有正电荷离子，可选择透过阴离子。电渗析器的主要部件为阴、阳离子交换膜，隔板与电极。隔板构成的隔室为液流经过的通道，淡水经过的隔室为脱盐室，浓水经过的隔室为浓缩室。

综上所述，根据高盐浓水水质特点，属于高含量废水，pH在4～7，确定脱盐深度浓缩工艺可选择超高压反渗透、DTRO技术。

### 3.2　高盐水深度浓缩减量后成本优势比较

采用超高压反渗透技术对铵法磷酸铁母液深度浓缩后，浓缩蒸发结晶系统进水ρ(TDS）升高至140 000 mg/L以上，浓缩水量降低了35%，不仅降低了装置浓缩负荷，而且对浓缩蒸汽和动力电消耗有利。高盐水深度浓缩减量化技术成本优势对比见表7。由表7可知，采用高盐水深度浓缩减量化技术后，母液处理总成本为2 757.47万元/a，较原技术节约353.17万元/a，母液处理成本降低约3元/$m^3$，电池前驱体正极材料磷酸铁生产成本降低约170元/t。实施高盐水深度浓缩减量后，浓缩结晶处理高盐水量降低35%，运行成本优势明显。

**表7　高盐水深度浓缩减量化技术成本分析**

**Table 7　Cost analysis of deep concentration and reduction of high brine**

| 工序 | 项目 | 消耗量/(t·$h^{-1}$) | 年费用①/万元 | 备注 |
|---|---|---|---|---|
| 深度浓缩后蒸发结晶系统 | 处理水 | 91 | | |
| | 蒸汽 | 7.90 | 834.240 | 蒸汽价格132元/t |
| | 电 | 4 140.5② | 1 556.828 | 电价0.47元/(kW·h) |
| | 合计费用 | | 2 391.068 | |
| 超高压反渗透系统 | 处理水量 | 140 | | |
| | 耗材更换 | 144③ | 216.0 | 每年更换1次 |
| | 电耗 | 400② | 150.4 | 电价0.47元/(kW·h) |
| | 合计费用 | | 366.4 | |

注：①按年运行8 000 h进行预算；②单位为kW·h/h；③单位为只/年。

### 3.3　其他提高母液盐含量的工艺措施

（1）实施降低母液系统内循环水量的工艺技改。母液系统内循环水盐含量较低，ρ(TDS)≤20 000 mg/L，可经过板框压滤除去水中悬浮物和杂质后（滤布过滤精度选择5 μm），由超滤、低压反渗透制纯水系统回用。

（2）稳定工艺操作控制。装置区域内机泵机封水量控制200～300 L/h，水处理装置降低混床正洗水量、超滤运行时间延长、浓缩结晶地坑水溯源减量、避免中间产水箱高位溢流等。

（3）实施浓缩结晶尾气洗涤置换水，以及低浓度浓盐水返回前段高压反渗透继续提浓操作，提高浓缩结晶浓盐水盐含量，有效降低蒸汽消耗。

## 4　铵法磷酸铁母液深度浓缩减量技术存在的问题及解决措施

铵法磷酸铁母液深度浓缩减量化技术实施涉及高压设备、特种超高压膜的使用，投资费用较高，单套投资费用预估约500万元。但投资运行1.5年后，节约的运行动力消耗成本费用可抵消投资成本。

同时，在盐含量升高的情况下，还可能存在硫酸盐结垢堵塞深度浓缩减量化装置而降低有效运行周期的短板。可通过工艺控制稳定反渗透进水pH<7.0，降低悬浮物析出，母液深度浓缩减量回收率设置≤35%，设备少量硫酸盐垢堵塞可以通过加入w(NaOH）0.1%的氢氧化钠、w($Na_4$EDTA）1.0%的乙二胺四乙酸四钠以及w(Na-SDS）0.025%的十二烷基磺酸钠进行化学清洗后，再使用w(HCl)0.2%的盐酸进行恢复清洗。

## 5　结论

铵法磷酸铁母液深度浓缩减量化技术是可行的，具有很高的市场价值[7-10]，母液深度浓缩后，浓缩蒸发结晶系统进水ρ(TDS）升高至140 000 mg/L以上，减量化率可达到35%以上。增加母液深度浓缩系统后，提高浓缩结晶进水盐含量，有效降低能源蒸汽、电的消耗。综合评判具有较高经济效益，铵法磷酸铁母液处理成本降低约3元/$m^3$，折合降低电池前驱体正极材料磷酸铁产品生产成本170元/t。

[参考文献]

[1] 张忠朝,薛星原.铵法磷酸铁废水处理副产硫酸铵工艺技术[J].磷肥与复肥,2023,38(11):38-39.
ZHANG Z C, XUE X Y. By-product ammonium sulfate process technology of ammonium phosphate wastewater treatment [J]. Phosphate & Compound Fertilizer, 2023,38 (11): 38-39.

[2] 徐峰,徐应星,何灿.新型压力驱动高倍膜浓缩技术在废水零排放处理中的应用研究[J].现代化工,2024,44(8):221-223,227.
XU F, XU Y X, HE C.Study on the application of new pressure-driven high-power membrane concentration technology in zero-discharge treatment of wastewater [J]. Modern Chemical Industry, 2024,44(8):221-223,227.

[3] 张惠祥."超高压反渗透+蒸发浓缩"处理乡镇垃圾渗滤液实验研究[D].兰州:兰州交通大学,2024.
ZHANG H X.Experimental study on the treatment of township landfill leachate by ultra-high pressure reverse osmosis + evaporation concentration [D]. Lanzhou: Lanzhou Jiaotong University, 2024.

[4] 吴杭航.基于MVR蒸发处理垃圾渗滤液膜浓缩液的实例研究[J].中国给水排水,2023,39(20):127-131.
WU H H.A Case Study on Evaporation of Membrane Concentrated Solution of Landfill Leachate Based on MVR [J]. China Water Supply and Drainage, 2023,39 (20): 127-131.

[5] 荣斯敏.DTRO工艺在垃圾焚烧发电厂渗滤液膜过滤浓缩液减量化处理中的应用[J].广东化工,2021,48(17):143-144.
RONG S M.Application of DTRO process in the reduction treatment of leachate membrane filtration concentrate in waste incineration power plant [J]. Guangdong Chemical Industry, 2021,48 (17): 143-144.

[6] 余穗,姜蕊,陈中涛.煤化工高含盐废水膜浓缩技术的探究[J]当代化工,2018,47(10):2147-2149.
XU S, JIANG R, CHEN Z T. Study on membrane concentration technology of high salinity wastewater from coal chemical industry [J]. Contemporary Chemical Industry, 2018, 47 (10): 2147-2149.

[7] 王君婷,马航,查坐统,等.磷酸铁工业废水处理工艺研究进展[J].无机盐工业,2024,56(6):26-23.
WANG J T, MA H, ZHA Z T, et al. Research progress of wastewater treatment technology in iron phosphate industry [J]. Inorganic Chemicals Industry, 2024,56(6):26-23.

[8] 郑佶,刘成,吴天,等.磷酸铁生产废水零排放处理技术研究与应用[J].工业安全与环保,2023,49(SI):83-85.
ZHENG J, LIU C, WU T, et al. Research and application of zero discharge treatment technology for wastewater from iron phosphate production [J]. Industrial Safety and Environmental Protection, 2023,49(SI):83-85.

[9] 隋岩峰,刘松林,杨帆.反渗透膜处理磷肥废水的试验研究[J].应用化工,2019,48(4):823-826.
SUI Y F, LIU S L, YANG F.Experimental study on treatment of phosphate fertilizer wastewater by reverse osmosis membrane [J]. Applied Chemical Industry, 2019,48(4):823-826.

[10] 彭何龙.磷酸铁废水的资源化利用研究进展[J].广州化工,2025,53(12):16-18.
PENG H L.Research progress on resource utilization of iron phosphate wastewater[J]. Guangzhou Chemical Industry, 2025, 53(12):16-18.


(上接第41页)


[6] 余炎子,李传刚,鄢恒飞,等.多孔碳化硅陶瓷膜分离技术的应用研究进展[J].工业水处理,2021,41(5):41-45.
YU Y Z, LI C G, YAN H F, et al. Progress in separation technology of porous SiC ceramic membrane[J]. Industrial Water Treatment, 2021,41(5):41-45.

[7] 苏航,谢子萱,漆虹.多孔SiC陶瓷表面的超疏水改性及其对油-固体系的分离性能[J].膜科学与技术,2022,42(2):8-15,24.
SU H, XIE Z X, QI H. Superhydrophobic modification of the surface of porous SiC ceramics and its performance towards oil-solid separation [J]. Membrane Science and Technology, 2022, 42(2):8-15,24.

[8] 代小元,沈凡,戴武斌,等.碳化硅陶瓷膜处理工业废水的工艺特性研究[J].武汉工程大学学报,2018,40(3):284-287.
DAI X Y, SHEN F, DAI W B, et al.Process Characteristics of Industrial Wastewater Treatment with Silicon Carbide Ceramic Membrane [J]. Journal of Wuhan Institute of Technology, 2018, 40 (3):284-287.

[9] KATHY L.Porous and high surface area silicon oxycarbide-based materials—A review[J].Materials Science & Engineering R, 2015, 97:23-49.

[10] EOM I, KIM Y, RAJU S. Processing and properties of macroporous silicon carbide ceramics: A review[J].Journal of Asian Ceramic Societies, 2013, 1(3):220-242.

[11] 漆虹,李世大,江晓骆,等.$TiO_2$纳滤膜的制备及其离子截留性能[J].无机材料学报,2011,26(3):305-310.
QI H, LI S D, JIANG X L, et al.Preparation and Ions Retention Properties of $TiO_2$ Nanofiltration Membranes [J].Journal of Inorganic Materials, 2011, 26(3):305-310.

[12] 田文航,张才华,陈元辉,等.溶剂萃取法湿法磷酸净化技术应用现状[J].磷肥与复肥,2019,34(3):24-26.
TIAN W H, ZHANG C H, CHEN Y H, et al. Application status of purification technology of WPA by solvent extraction method [J]. Phosphate & Compound Fertilizer, 2019, 34(3):24-26.

[13] 钟本和,李军,郭孝东,等.湿法磷酸净化技术研究现状及发展方向[J].无机盐工业,2008,40(2):9-12.
ZHONG B H, LI J, GUO X D, et al. Current research status and development direction of purification technology of wet process phosphoric acid [J]. Inorganic Chemicals Industry, 2008, 40(2): 9-12.