



Campus São Mateus  
UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO



## DIMENSIONAMENTO DE UM CRISTALIZADOR ASSISTIDO POR DESTILAÇÃO COM MEMBRANAS PARA RECUPERAÇÃO DE ÁGUA DE EFLUENTES SALINOS COM DESCARTE ZERO DE LÍQUIDO

*DESIGN CALCULATION OF A MEMBRANE DISTILLATION CRYSTALLIZER FOR WATER RECOVERY FROM SALINE EFFLUENTS WITH ZERO LIQUID DISCHARGE*

*DIMENSIONAMIENTO DE UN CRISTALIZADOR ASISTIDO POR DESTILACIÓN CON MEMBRANAS PARA RECUPERACIÓN DE AGUA DE EFLUENTES SALINOS CON DESCARTE CERO DE LÍQUIDO*

**Emanuelly Felix Gaigher<sup>1\*</sup> & Yuri Nascimento Nariyoshi<sup>2</sup>**

<sup>1</sup> Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Universitário Norte do Espírito Santo, Departamento de Engenharias e Tecnologias

<sup>2</sup> Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico, Departamento de Engenharia Ambiental

<sup>1\*</sup> [efelixgaigher@gmail.com](mailto:efelixgaigher@gmail.com) <sup>2</sup> [yuri.nariyoshi@ufes.br](mailto:yuri.nariyoshi@ufes.br)

### ARTIGO INFO.

Recebido: 19.09.2024

Aprovado: 09.05.2025

Disponibilizado: 17.06.2025

**PALAVRAS-CHAVE:** Dimensionamento; Cristalização; Dessalinização.

**KEYWORDS:** Sizing; Crystallization; Desalination.

**PALABRAS CLAVE:** Dimensionamiento; Cristalización; Desalinización.

**\*Autor Correspondente:** Gaigher, E. F.

### RESUMO

A escassez de água é um problema global que vem se intensificando, fazendo com que as indústrias busquem estratégias para reduzir a captação de água e o descarte de efluentes. Este trabalho tem como objetivo criar um cristalizador associado à destilação por membranas para a recuperação de água de efluentes salinos, com o objetivo de minimizar o desperdício de líquidos. A otimização do processo de destilação por membranas com cristalização (MDC) foi empregada a fim de potencializar a recuperação de água e sais. O cristalizador proposto foi desenvolvido para trabalhar em sinergia com o módulo de membranas, possibilitando a separação eficiente da água e dos sais como subprodutos. Todos os resultados obtidos são viáveis do ponto de vista industrial, o que corrobora essa afirmação.

### ABSTRACT

Water scarcity is a global problem that has been intensifying, leading industries to seek strategies to reduce water intake and wastewater disposal. This work aims to create a crystallizer associated with membrane distillation for the recovery of water from saline effluents, with the goal of minimizing liquid waste. The optimization of the membrane distillation with crystallization (MDC) process was employed to enhance the recovery of water and salts. The proposed crystallizer was developed to work in synergy with the membrane module, enabling the efficient separation of water and salts as by-products. All obtained results are viable from an industrial standpoint, supporting this statement.

### RESUMEN

La escasez de agua representa un desafío creciente en todo el mundo, impulsando a las industrias a innovar en métodos para reducir la captación de este recurso y el tratamiento de efluentes. Este proyecto busca crear un cristalizador que se integre con un sistema de destilación por membranas, enfocado en la recuperación de agua de efluentes salinos. Se ha llevado a cabo una optimización del proceso de destilación por membranas con cristalización (MDC) para potenciar la recuperación de agua y sales. El cristalizador propuesto está diseñado para trabajar en conjunto con el módulo de membranas, permitiendo una separación eficaz de agua y sales como subproductos. Los resultados obtenidos respaldan la viabilidad de esta solución desde una perspectiva industrial.

## INTRODUÇÃO

A escassez de água é uma problemática global que vem se intensificando ao longo dos anos (United Nations, 2021). Isso faz com que setores produtivos que possuam forte dependência da água se preocupem cada vez mais com os riscos associados a essa condição. Dessa maneira, muitos complexos industriais estão acelerando as escolhas estratégicas para que se reduzam os riscos hídricos.

Nesse contexto, destaca-se o Objetivo de Desenvolvimento Sustentável 6 (ODS6) da Organização das Nações Unidas (ONU), que estabelece como meta até 2030 “Garantir a disponibilidade e a gestão sustentável da água potável e do saneamento para todos” (United Nations Statistics Division, 2022). Assim, projetos que visam o reuso de efluentes líquidos nas indústrias se sobressaem como alternativas que podem ser aplicadas, reduzindo tanto a captação de água quanto o descarte de efluentes no meio ambiente. Tais projetos estão inerentemente relacionados à adição de uma etapa terciária de tratamento por meio de processos de dessalinização, com destaque para as tecnologias de separação por membranas (Madwar & Tarazi, 2003).

A dessalinização de efluentes por meio de membranas visa a obtenção de um permeado de elevada pureza, que pode ser reutilizado para fins mais nobres, como em sistemas de troca térmica e/ou geração de vapor (Alklaibi; Lior, 2005). Porém, gera um efluente concentrado em sais que deve ser tratado de forma adequada para o descarte (Mezher et al., 2011). Desse modo, para alcançar a situação limite de descarte zero de líquido, torna-se imprescindível recuperar a água presente nesse concentrado salino (Seckler et al., 2016).

Posto isso, para recuperar água desse sistema são empregados, principalmente, processos térmicos, como a cristalização evaporativa (Mezher et al., 2011), sendo essa a tecnologia mais madura e robusta para esse fim. Entretanto, alternativas mais sustentáveis vêm sendo investigadas e desenvolvidas, com destaque para a cristalização assistida por destilação com membranas (do inglês Membrane Distillation Crystallization [MDC]), que pode ser aplicada para recuperação tanto da água quanto dos sais (Curcio et al., 2001). Neste caso, água pura é recuperada como destilado em um módulo de membranas e os sais dissolvidos são recuperados como sólidos particulados em um cristalizador.

No que tange o dimensionamento do cristalizador em processo MDC, salienta-se que não foram encontradas publicações na literatura até o momento. Nas operações reportadas, os cristalizadores são concebidos simplificadaamente como vasos agitados e, em alguns casos, providos de resfriamento (Ji et al., 2010; Jiang et al., 2017; Quist-Jensen, Macedonio, & Drioli, 2016). Essa, porém, pode não ser a configuração mais adequada. Dessa forma, idealiza-se este estudo com o objetivo de preencher esta lacuna, buscando contemplar as condições operacionais ótimas da destilação com membranas simultaneamente com as da cristalização.

Portanto, propõe-se aqui o dimensionamento de um cristalizador em escala industrial desenvolvido especificamente para a operação integrada com a destilação com membranas (MDC). Considera-se como aplicação base a dessalinização de um concentrado salino pré-tratado, em que sólidos em suspensão, contaminantes orgânicos e sais pouco solúveis já tenham sido removidos em etapas anteriores (e.g., tratamento primário e secundário, precipitação, osmose inversa e/ou eletrodialise).

## REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### MDC APLICADA À DESSALINIZAÇÃO DE EFLUENTES

O processo MDC possibilita a obtenção de água com elevado grau de pureza e sais sólidos a partir do tratamento de efluentes salinos (Wu et al., 1991; Curcio et al., 2010). Como neste trabalho o objetivo é dimensionar um cristalizador para processo MDC visando recuperação de água, os sais produzidos são considerados subprodutos e pouca importância é dada a sua pureza. Entretanto, para que exista uma boa separabilidade desses cristais da suspensão efluente do cristalizador, o tamanho das partículas é uma especificação de projeto importante (Lewis et al., 2015).

A título de ilustração de aplicabilidade, considera-se como cenário-base para este estudo o tratamento de um efluente industrial salino hipotético (detalhado a seguir). Desse modo, espera-se uma elevada concentração salina nesse sistema. Quanto à composição, a predominância de íons sódio ( $\text{Na}^+$ ) e cloreto ( $\text{Cl}^-$ ) é, certamente, esperada em soluções oriundas de efluentes industriais no geral, em que o cloreto de sódio ( $\text{NaCl}$ ) representa tipicamente mais de 65% do total de sólidos dissolvidos (Madwar & Tarazi, 2003).

No caso de sais muito solúveis como o  $\text{NaCl}$ , a sua taxa de crescimento é elevada e, geralmente, resulta na formação de cristais grandes na ordem de 100 a 1000  $\mu\text{m}$  (Nývlt, Hostomský, & Giulietti, 2001), caso a supersaturação seja mantida em níveis baixos e o cristalizador seja dimensionado adequadamente.

### SELEÇÃO DO TIPO DE CRISTALIZADOR PARA INTEGRAÇÃO COM A DESTILAÇÃO COM MEMBRANAS

De acordo com simulações realizadas por Pantoja et al. (2015, 2016), para um módulo comercial de membranas do tipo casco e tubos, com membranas de polipropileno, espessura 450  $\mu\text{m}$ , poros 0,2  $\mu\text{m}$ , alimentado com solução ligeiramente subsaturada de  $\text{NaCl}$  (fração mássica de 0,26), as condições operacionais ótimas para a destilação com membranas por contato direto são as seguintes:

- Temperatura das correntes: quanto maior a temperatura de alimentação da solução salina ao módulo de membranas, maior será o fluxo de vapor. Em relação à temperatura de alimentação do destilado, pouca influência no fluxo é observada pela sua redução. Portanto, a maior temperatura possível deve ser preferida para a solução salina, enquanto uma temperatura do destilado próxima a do ambiente já é suficiente para uma condução satisfatória do processo MDC.
- Fluidodinâmica das correntes: objetivando maximizar o fluxo de vapor, um regime de escoamento turbulento é necessário para minimizar os fenômenos de polarização de concentração e polarização de temperatura nas respectivas *interfaces* com a membrana. Entretanto, o aumento de turbulência implica em vazões maiores de recirculação das correntes e maior perda de carga através do módulo, o que implica em maior consumo de energia de bombeamento. Assim, existe uma faixa do número de Reynolds ( $Re$ ) entre 6.000 e 8.000 no lado da solução salina (em que o fluxo é mais sensível) suficiente para maximizar o fluxo e minimizar o consumo energético do processo.
- Alocação das correntes: a configuração em contracorrente apresenta desempenho ligeiramente superior do que em paralelo, sendo tanto melhor quanto maior a razão entre comprimento e diâmetro dos tubos ( $L/d_T$ ) do módulo. Para módulos com  $L/d_T$  reduzido, menor que 1.000, a alocação das correntes praticamente não tem interferência no fluxo.

Dessa forma, tem-se que o cristalizador para operar em sinergia com o módulo de membranas, sob estas condições ótimas, deve utilizar a temperatura relativamente alta da corrente salina e a elevada vazão de circulação, ambos a seu favor. A alocação da corrente salina não impacta no desempenho do cristalizador, sendo, portanto, indiferente para a sua escolha. Vale ressaltar que quanto maior a temperatura da solução salina, maior será a taxa de crescimento dos cristais (Lewis et al., 2015), um ponto positivo para uma boa separação mecânica dos cristais. Entretanto, não é recomendável operar acima de 70° C, uma vez que o processo MDC perderia uma grande vantagem acerca dos processos evaporativos convencionais, que seria a operação sob condições moderadas de temperaturas e pressão (40 a 70° C e pressão atmosférica).

Nesse contexto, descarta-se a opção de cristalizador com resfriamento e destaca-se a seleção de um cristalizador isotérmico, aproveitando a temperatura relativamente alta da corrente para suportar uma taxa de crescimento cristalino razoável. Este deve também utilizar a elevada vazão de circulação da corrente salina para promover a suspensão dos cristais, dispensando, dessa forma, a necessidade de gasto energético adicional com um agitador mecânico. Também é excluída a opção de cristalizador por circulação forçada, uma vez que esse implica na passagem de cristais pelas membranas, o que aumenta o risco de formação de incrustações e respectivo entupimento dos poros (Tijing et al., 2015; Warsinger et al., 2015; Ayoub et al., 2018).

Portanto, o tipo de cristalizador industrial que melhor se enquadra para operação sinérgica com a destilação com membranas otimizada é o do tipo isotérmico com leito fluidizado com classificação (Giulietti et al., 2001), em que a solução circulada pela

#### **CENÁRIO-BASE PARA O DIMENSIONAMENTO DO CRISTALIZADOR**

Para avaliar de forma quantitativa o desempenho de um cristalizador isotérmico de leito fluidizado integrado com a destilação com membranas em condições otimizadas, o seu emprego será explorado em um caso-base de dessalinização de efluente aquoso pós-tratamento convencional, visando reuso de água com descarte zero de líquido. Para isso, foi considerado um caso hipotético de uma refinaria de petróleo de grande porte que gera 99,4 t/h de um efluente aquoso salino a 30° C, contendo 5.000 ppm (em massa) de sais dissolvidos (sendo mais de 70% NaCl), oriundo de uma etapa terciária de tratamento. A título de simplificação, os sais dissolvidos serão considerados 100% NaCl.

Segundo Pantoja, Nariyoshi e Seckler (2016), um módulo de membranas com as seguintes características (Quadro 1) seria suficiente para recuperar água desse efluente a ponto de supersaturá-lo ligeiramente, abaixo do limite metaestável no seio da solução, visando evitar nucleação primária, para posterior cristalização e remoção de NaCl. Essas características aliadas com as condições operacionais otimizadas (correntes em contracorrente, solução salina entrando no módulo a 70° C, com número de Reynolds de 8.000 e destilado entrando no módulo a 30° C em regime turbulento), resumem a operação da unidade de destilação com membranas.

**Quadro 1.** Características do módulo de membranas

Diâmetro dos tubos	2,41 mm
Número de tubos	302256
Diâmetro do casco	2 m
Comprimento do módulo	6,03 m
Espessura da membrana	120 $\mu\text{m}$
Diâmetro dos poros	0,2 $\mu\text{m}$
Material da membrana	PVDF
Fluxo médio transmembrana	7,16 $\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$
Pressão de molhamento	482 kPa
Perda de carga nos tubos	103 kPa

Fonte: Pantoja, Nariyoshi, & Seckler (2016).

O efluente salino deixa o módulo de membranas com uma vazão mássica de 8793,1 t/h (48,5° C e 267.900 ppm de NaCl) com uma razão de supersaturação ( $S = C/C^*$ , em que  $C$  é a atual e  $C^*$  a concentração de equilíbrio) de 1,002, necessária para promover o crescimento dos cristais e suportar a nucleação secundária no cristalizador. Nota-se que para atingir um número de  $Re$  turbulento de 8.000, a vazão de circulação na membrana é, aproximadamente, 90 vezes maior que a alimentação do processo.

Para consumir as supersaturações, de forma a manter o sistema dentro da zona metaestável do soluto, evitando, assim, a sua nucleação primária, será imposta uma fração volumétrica de sólidos  $(1-\epsilon)$  máxima permitida em cristalizadores industriais de forma a não comprometer o bombeamento da suspensão.

## METODOLOGIA

### DEFINIÇÃO DO SISTEMA

O sistema é composto por um cristalizador do tipo leito fluidizado, que deverá consumir a razão de supersaturação  $S$  relativamente baixa de 1,002. A alimentação é referente a uma corrente aquosa com vazão mássica de 8793,1 t/h a 48,5° C e com concentração de 267.900 ppm de cloreto de sódio (NaCl) dissolvido.

Considera-se que o equipamento operará à pressão atmosférica e isotermicamente, ou seja, a sua temperatura interna vai ser a mesma da corrente de alimentação. Posto isso, ressalta-se que devido à solubilidade ligeiramente positiva do soluto, um incremento de temperatura no cristalizador pode resultar na insaturação da corrente.

Deve-se especificar o tamanho médio ( $L_m$ ) das partículas no leito do cristalizador. Como é de interesse a obtenção de cristais grandes, com certa facilidade de separação sólido-líquido, deve-se selecionar um  $L_m > 1$  mm.

Para a cinética do processo, deve-se determinar a taxa de crescimento cristalino ( $G$ ) do soluto em questão (NaCl). Vale ressaltar a premissa adotada de que a alimentação se encontra livre de impurezas (removidas em etapas anteriores de tratamento), o que dispensa a necessidade de uma corrente de purga.

### BASE PARA O DIMENSIONAMENTO

O dimensionamento do equipamento tem fundamentação teórica no capítulo sobre projeto de processos de cristalização do livro *Industrial Crystallization: Fundamentals and Applications* (Lewis et al., 2015).

O primeiro parâmetro que deve ser determinado é a produção teórica de cristais (P). Este será obtido diretamente por balanço de massa do sal, adotando o cristalizador como volume de controle. Considerando que a alimentação do cristalizador estará supersaturada e a saída estará saturada (em teoria), essa diferença de concentração fornece exatamente a quantidade de NaCl produzida. Partindo desse parâmetro, é possível determinar também a taxa de produção volumétrica ( $\phi_{v,prod}$ ) de NaCl (Equação 1).

$$\phi_{v,prod} = \frac{P}{(1-\varepsilon)\rho_{cris}} = \frac{P}{M_T} \quad (1)$$

Nessa equação  $M_T$  representa a concentração de cristais em suspensão ( $\text{kg/m}^3$ ) e  $\rho_{cris}$  a massa específica dos cristais ( $\text{kg/m}^3$ ).

Outro parâmetro importante a ser determinado é o tempo de residência dos cristais no cristalizador ( $\tau$ ), suficiente para que o  $L_m$  seja alcançado a partir de determinado G. Para esse cálculo, é utilizada a Equação 2 para cristalizadores MSMRP (Mixed Suspension Mixed Product Removal).

$$\tau = \frac{L_m}{4G} \quad (2)$$

O  $\tau$  e a  $\phi_{v,prod}$  são importantes para se determinar o volume da suspensão e, conseqüentemente, o volume do cristalizador (V) (Equação 3).

$$V = \phi_{v,prod} \cdot \tau \quad (3)$$

Considerando a razão D/H (diâmetro/altura) fixa, o diâmetro do equipamento ( $D_{Cris}$ ) (Equação 4).

$$D_{Cris} = \sqrt[3]{\frac{4V(D/H)}{\pi}} \quad (4)$$

Em cristalizadores é necessário manter os cristais em suspensão, no caso do leito fluidizado em estudo, a velocidade de sedimentação das partículas ( $v_{ss}$ ) com determinado tamanho de corte  $x$  é um parâmetro essencial. Para esse cálculo, é adotado o modelo de (Barnea; Mizrahi, 1973) (Equação 5) (Quadro 2). Vale ressaltar que para esses cálculos tem-se que  $g$  se refere à aceleração devida à gravidade e  $\eta_{liq}$  é o número de Reynolds para o fluido.

$$v_{ss} = \left( \frac{-B(x) + \sqrt{B(x)^2 + AC(x)}}{C(x)} \right)^2 \quad (5)$$

**Quadro 2.** Parâmetros da equação de Barnea e Mizrahi para velocidade de sedimentação

$A = \sqrt{\alpha_1}$	$\alpha_1 = g \frac{\rho_{cris} - \rho_{liq}}{\rho_{cris} + \rho_{liq}}$
$B(x) = 0.5\alpha_4\sqrt{\alpha_2}$	$\alpha_2 = \frac{3}{4} \frac{1 + (1 - \varepsilon)^{1/3}}{(\rho_{cris} + \rho_{liq})x^2\varepsilon}$
$C(x) = \alpha_3\sqrt{\alpha_2}$	$\alpha_3 = 0.63\sqrt{x\rho_{liq}}$
$\alpha_4 = 4.80 \sqrt{\eta_{liq} \exp\left(\frac{5(1 - \varepsilon)}{6\varepsilon}\right)}$	

Fonte: Barnea & Mizrahi (1973).

Para que as partículas permaneçam em suspensão, é necessário que a velocidade ascendente da alimentação do cristalizador seja a mesma da sedimentação das partículas ( $v_{feed} = v_{ss}$ ) (Ernest J. Henley, 2016). Assim, é de suma importância calcular a área da seção transversal do cristalizador mínima para que ocorra essa igualdade (Equação 6).



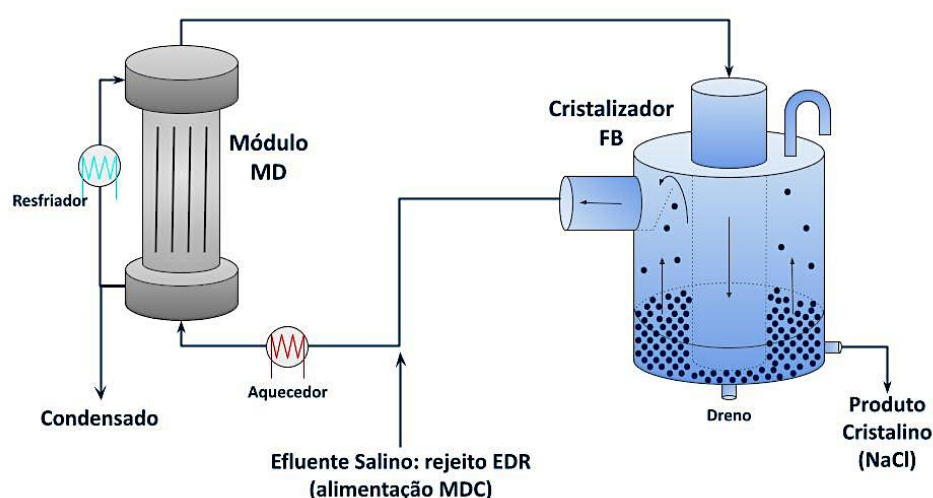
$$A = \frac{\phi_{v,feed}}{v_{ss}} \quad (6)$$

Vale destacar que essa área calculada deve estar de acordo com as dimensões e volume do cristalizador calculados pelas Equações 3 e 4. Se necessário, alguns ajustes devem ser feitos na relação D/H do cristalizador.

## RESULTADOS E DISCUSSÃO

O cristalizador projetado opera em conjunto com uma destilação por membranas (MDC) em modo contínuo. A alimentação a ser processada está supersaturada pela MD e com vazão ( $\phi_{m,feed}$ ) de 8.793,1 ton/h e supersaturação relativa ( $\sigma$ ) de 0.002 a 48,5° C. A produção (P) de cristais é de 0,5 ton/h de NaCl, resultando em um rendimento de 0,002 kg NaCl produzido/kg de NaCl alimentado (Figura 1).

**Figura 1.** Representação esquemática do processo MDC proposto



O tipo de cristalizador selecionado para esse processo foi o Leito Fluidizado (FB), priorizando a produção de cristais grandes ( $\geq 1200 \mu\text{m}$ ) (Nalesso et al., 2019) com uma estreita faixa de distribuição de tamanhos, padrões típicos para esse tipo de equipamento (Binev et al., 2015). O cristalizador opera isotermicamente a 48,5° C e pressão atmosférica.

Considerando que a alimentação se encontra livre de impurezas (removidas em etapas anteriores de pré-tratamento), o processo será desprovido de purga.

Adotando a premissa de que a fração volumétrica de solução dentro do cristalizador  $\epsilon = 90\%$  (valor típico para a maioria dos processos industriais de cristalização (Lewis et al., 2015), obteve-se a taxa de produção volumétrica ( $\phi_{v,prod}$ ) de 21,7 m<sup>3</sup>/h (Equação 1).

Em relação ao tempo de residência ( $\tau$ ), de acordo com a Equação 2, ao preencher parcialmente o volume útil do cristalizador FB com cristais de NaCl de  $L_m = 1200 \mu\text{m}$ , com taxa de crescimento cristalino médio  $G = 10^{-8} \text{ m/s}$  (Lewis et al., 2015), obtém-se um  $\tau = 8,3$  horas.

O volume da suspensão V deriva da taxa de produção volumétrica ( $\phi_{v,prod}$ ) e do tempo de residência( $\tau$ ), como pode ser visto na Equação 3, obtendo então  $V = 181 \text{ m}^3$ .

Assumindo um valor de  $(D/H) = 0,8$  (valor estipulado para favorecer a sedimentação de partículas maiores que 1.200  $\mu\text{m}$ ), o diâmetro do cristalizador ( $D_{cris}$ ) obtido será  $D_{crist} = 5,7 \text{ m}$  e  $H_{crist} = 7,1 \text{ m}$  (Lewis et al., 2015).

Os parâmetros do modelo para o cálculo de velocidade de sedimentação de partículas (Quadro 1), calculando os valores dos parâmetros para partículas com  $x = 1200 \mu\text{m}$  e  $\epsilon = 90\%$  e, substituindo na Equação 5, obtém-se uma  $v_{ss} = 0,08 \text{ m/s}$ .

Para que as partículas permaneçam em suspensão, é necessário que a velocidade ascendente da alimentação do cristalizador seja a mesma da sedimentação das partículas ( $v_{\text{feed}} = v_{ss}$ ) (Ernest, 2016). Assim, com a Equação 6, calculou-se a área da seção transversal do cilindro necessária para que  $v_{\text{feed}} = v_{ss}$ , de forma a manter as partículas em suspensão, obtendo  $A = 26,4 \text{ m}^2$ .

Com o valor de  $A$ , obtém-se o respectivo diâmetro requerido para fluidização do leito,  $D_{FB} = 5,7 \text{ m}$ , que deve ser o mesmo do cristalizador ( $D_{\text{crist}}$ ).

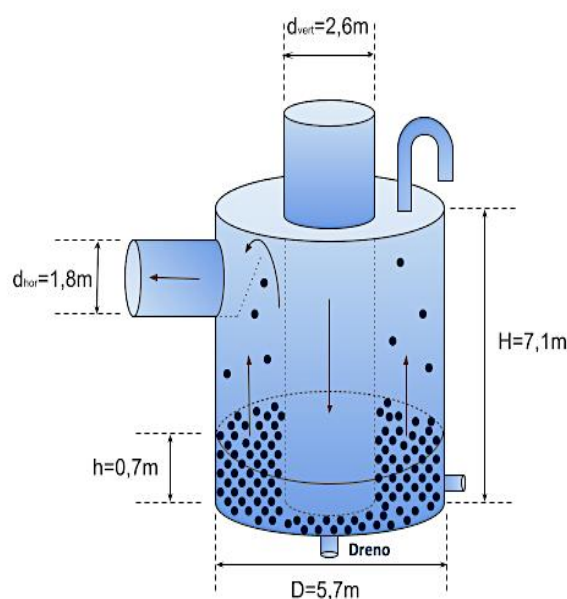
Uma vez que a fração volumétrica de sólidos no cristalizador ( $1 - \epsilon$ ) é de 10%, tem-se que o volume de sementes ( $V_{\text{seeds}}$ ) em fluidização corresponde a  $18,1 \text{ m}^3$ .

Apresenta-se assim as características para o funcionamento do cristalizador (Quadro 3) e esquema com as suas dimensões definidas (Figura 2). Nota-se que vazão de recirculação obtida é muito próxima a vazão de alimentação, desta forma não se atinge o regime turbulento no sistema.

**Quadro 3.** Características do cristalizador isotérmico de leito fluidizado

Vazão mássica de alimentação	( $\phi_{m,\text{feed}}$ )	8793,1	[ton/h]
Razão de supersaturação	( $S$ )	1,002	[-]
Vazão mássica de recirculação	( $\phi_{m,\text{recir}}$ )	8792,6	[ton/h]
Vazão mássica de cristais produzidos	( $P$ )	0,5	[ton/h]
Fração volumétrica de sólidos	( $1 - \epsilon$ )	0,1	[-]
Tamanho médio de cristais	( $L_m$ )	1200	[ $\mu\text{m}$ ]
Pressão	( $p$ )	101325	[pa]
Temperatura	( $T$ )	48,5	[°C]
Tempo de residência dos sólidos	( $\tau$ )	8,3	[h]
Volume	( $V$ )	181	[ $\text{m}^3$ ]
Diâmetro em relação a altura	( $D/H$ )	0,8	[-]
Diâmetro	( $D$ )	5,7	[m]
Velocidade ascendente de alimentação	( $v_{\text{feed}}$ )	0,08	[m/s]
Velocidade de sedimentação	( $v_{ss}$ )	0,08	[m/s]

**Figura 2.** Fluxograma com as dimensões calculadas para o cristalizador





## CONSIDERAÇÕES FINAIS

A taxa teórica obtida de produção de NaCl (P) foi baixa frente a alimentação por efluente salino (0,002 kg produzido/kg efluente salino). O motivo disso foi a pequena razão de supersaturação (S) imposta pelo sistema para evitar a extrapolação do limite metaestável do sal em questão, evitando, assim, a nucleação primária no processo (instabilidades). Pelo mesmo motivo, foi adotada uma fração volumétrica de sólidos (1- $\epsilon$ ) razoável de 10%, para manter S em níveis baixos. Ressalta-se que o valor de supersaturação definido é controlado pelo módulo de membranas do sistema, reduzindo as suas variações que poderiam impactar na massa de cristais produzidos.

A fração volumétrica de sólidos (1- $\epsilon$ ) juntamente com o tamanho médio das partículas impõem uma determinada velocidade de sedimentação dos cristais no leito. Essa velocidade influencia nas especificações de área do cristalizador, vazão de alimentação, no volume útil do cristalizador e as suas respectivas dimensões (diâmetro e altura).

Em relação aos cristais no leito, como foi adotada uma taxa de crescimento conservadora e um tamanho médio de cristais grandes, o tempo de residência ( $\tau$ ) necessário obtido foi considerável. Vale ressaltar que na prática a taxa de crescimento não é constante e varia com a supersaturação e temperatura. Este  $\tau$  relativamente alto aliado a uma baixa vazão volumétrica de suspensão removida como produto determina o volume do cristalizador. Apesar da pequena vazão de produto, o volume obtido foi elevado, resultado do expressivo  $\tau$ . Todos os valores obtidos são factíveis do ponto de vista industrial, o que valida esse dimensionamento.

## REFERÊNCIAS

- Alklaibi, A. M. & Lior, N. (2005) Membrane-distillation desalination: Status and potential. *Desalination*, 171(2), 111-131. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2004.03.024>
- Ayoub, G. M., Korban, L., Al-Hindi, M., & Zayyat, R. (2018). Removal of fouling species from brackish water reverse osmosis reject stream. *Environmental Technology*, 39(6), 804-813. <https://doi.org/10.1080/09593330.2017.1311946>
- Barnea, E. & Mizrahi, J. (1973) A Generalized Approach to the Fluid Dynamics of Particulate Systems Part 1. General Correlation for Fluidization and Sedimentation in Solid Multiparticle Systems. *The Chemical Engineering Journal*, 5(2), 171-189. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(73\)80008-5](https://doi.org/10.1016/0300-9467(73)80008-5)
- Binev, D., Seidel-Morgenstern, A., & Lorenz, H. (2015). Study of crystal size distributions in a fluidized bed crystallizer. *Chemical Engineering Science*, 133, 116-124. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.12.041>
- Curcio, E., Ji, X., Quazi, A. M., Barghi, S., Profio, G. D., Fontananova, E., Macleod, T., & Drioli, E. (2010) Hybrid nanofiltration-membrane crystallization system for the treatment of sulfate wastes. *Journal of Membrane Science*, 360(1-2), 493-498. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2010.05.053>
- Curcio, E., Criscuoli, A., & Drioli, E. (2001). Membrane Crystallizers. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 40(12), 2679-2684. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie000906d>
- Giulietti, M., Seckler, M. M., Derenzo, S., Ré, M. I., & Cekinski, E. (2001). Industrial crystallization and precipitation from solutions: State of the technique. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 18(4), 423-440. <https://doi.org/10.1590/S0104-66322001000400007>
- Ji, X., Curcio, E., Obaidani, S. A., Profio, G. D., Fontananova, E., & Drioli, E. (2010). Membrane distillation-crystallization of seawater reverse osmosis brines. *Separation and Purification Technology*, 71(1), 76-82. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2009.11.004>
- Jiang, X., Tuo, L., Dapeng, I., Hou, B., Chen, W., & He, G. (2017). Progress in membrane distillation crystallization: Process models, crystallization control and innovative applications. *Frontiers of Chemical Science and Engineering*, 11(4), 647-662. <http://dx.doi.org/10.1007/s11705-017-1649-8>
- Lewis, A., Seckler, M., Kramer, H., & Rosmalen, G. (Ed.). (2015) Industrial crystallization: Fundamentals and applications. Cambridge: Cambridge University Press
- Madwar, K. & Tarazi, H. (2003). Desalination techniques for industrial wastewater reuse. *Desalination*, 152(1-3), 325-332. [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(02\)01080-9](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(02)01080-9)
- Mezher, T., Fath, H., Abbas, Z., & Khaled, A. (2011). Techno-economic assessment and environmental

impacts of desalination technologies. *Desalination*, 266(1–3), 263–273.

<https://doi.org/10.1016/j.desal.2010.08.035>

Nalesso, S., Bussemaker, M. J., Sear, R. P., Hodnett, M., & Lee, J. (2018). Development of Sodium Chloride Crystal Size during Antisolvent Crystallization under Different Sonication Modes. *Crystal Growth & Design*, 19(1), 141–149. <https://doi.org/10.1021/acs.cgd.8b01172>

Nariyoshi, Y. N., Pantoja, C. E., & Seckler, M. M. (2016). Evaluation of sodium chloride crystallization in membrane distillation crystallization applied to water desalination. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 33(3). <https://doi.org/10.1590/0104-6632.20160333s20150133>

Nývlt, J., Hostomský, J., & Giuliatti, M. (2001). *Cristalização*. Cap. 5, 95–110pp. São Carlos: EdUFSCar.

Pantoja, C. E., Nariyoshi, Y. N., & Seckler, M. M. (2015). Membrane Distillation Crystallization Applied to Brine Desalination: A Hierarchical Design Procedure. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 54(10), 2776–2793. <https://doi.org/10.1021/ie504695p>

Quist-Jensen, C. A., Macedonio, F., & Drioli, E. (2016). Membrane crystallization for salts recovery from brine - an experimental and theoretical analysis. *Desalination and Water Treatment*, 57(16), 7593–7603. <https://doi.org/10.1080/19443994.2015.1030110>

Seader, J. D., Henley, E. J., & Roper, D. K. (Ed.). (2016). *Separation Process Principles: With Applications Using Process Simulators*. Nova Jersey: Wiley.

Seckler, M. M., Nariyoshi, Y. N., Pantoja, C. E., Zacharias, L. C., & Penha, F. M. (2016). Tecnologias para descarte zero de efluentes líquidos industriais. Recuperado de <https://repositorio.usp.br/bitstream/e8cac106-2ff0-4bcf-85f8-5a74f12bf5dd/3037544.pdf>

Tijing, L. D., Woo, Y. C., Choi, J., Lee, S., Kim, S., & Shon, H. K. (2015). Fouling and its control in membrane distillation-A review. *Journal of Membrane Science*, 475, 215–244. <http://dx.doi.org/10.1016/j.memsci.2014.09.042>

United Nations. (2021). The United Nations World Water Development Report 2021: Valuing Water. Recuperado de <https://unesdoc.unesco.org/ark:/48223/pf0000375751>

United Nations Statistics Division. (2022). The Sustainable Development Goals Report 2022. Recuperado de <https://unstats.un.org/sdgs/report/2022>

Warsinger, D. M., Swaminathan, J., Guillen-Burrieza, E., Arafat, H. A., & Lienhard V, J. H. (2015). Scaling and fouling in membrane distillation for desalination applications: A review. *Desalination*, 356, 294–313. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2014.06.031>

Wu, Y., Kong, Y., Liu, J., Zhang, J., & Xu, J. (1991). An Experimental Study on Membrane Distillation-Crystallization for Treating Wastewater in Taurine Production. *Desalination*, 80, 235–242. [https://doi.org/10.1016/0011-9164\(91\)85160-V](https://doi.org/10.1016/0011-9164(91)85160-V)