

Controle de uma planta de dessalinização por osmose reversa acionada por sistema fotovoltaico e banco de baterias

Dayse M. B. Queiroz Benevides, Jéssica P. Araújo, Fabrício G. Nogueira, Paulo C. M. Carvalho, Bismark C. Torrico. Universidade Federal do Ceará - Fortaleza-CE
email: daysebenevides@dee.ufc.br, jessicpa@hotmail.com, fnogueira@dee.ufc.br, torrico@dee.ufc.br e carvalho@dee.ufc.br

Resumo—Neste trabalho são apresentadas a modelagem e controle de um sistema de dessalinização por osmose reversa. As entradas do sistema são as válvulas de *bypass* e da água de concentrado. As saídas do sistema são o fluxo da água de produto e a pressão de entrada do sistema. O modelo não linear obtido é linearizado para o ponto de operação considerado um controlador por alocação de pólos com ação integral é projetado. Resultados preliminares são promissores, com bons resultados para rastreamento de referência e rejeição de distúrbios.

Index Terms—Dessalinização, Osmose Reversa, Modelagem

I. INTRODUÇÃO

A dessalinização é um processo físico-químico de separação soluto-solvente usado para reduzir a quantidade de sais dissolvidos em água salgada ou salobra para um nível adequado ao consumo humano, agricultura e de pecuária. Tal processo tem sido estudado, há algumas décadas, como uma possível solução para o problema de escassez de água em algumas regiões do mundo.

Os dois principais métodos de dessalinização são dessalinização por destilação flash de múltiplos estágios (MSF) e dessalinização por osmose reversa (OR).

Atualmente, a OR tem sido bastante discutida como alternativa à forte escassez de água doce no Nordeste brasileiro [1], por apresentar maior eficiência e economia, ter necessidade de baixa energia e temperatura de operação, design modular e baixos custos de produção de água potável [2]. Por esses motivos, o estado do Ceará vem desenvolvendo forte estudo e aprofundamento do assunto, buscando, de forma efetiva, instalar plantas dessalinizadoras destinadas ao fornecimento de água potável para a população do estado [1].

Em [3], enfatizou-se que o desempenho do processo de OR depende da concentração de sólidos dissolvidos e pressão na água de alimentação, capacidade da membrana em resistir à pressão do sistema e encrustação, rejeição do soluto e condições ideais de concentração da água de produto.

O trabalho pioneiro em modelagem e controle de um sistema OR foi apresentado em [4], o qual considerou uma planta localizada no laboratório R&D em Doha/Kuwait em que foi aplicada uma estratégia de controlador PI descentralizado nas variáveis de controle fluxo e condutividade do permeado (água de produto). Em [5], foi implementado

um controle *on/off* acionado de acordo com alteração dos parâmetros medidos pelo sistema, nas válvulas que regulavam, de forma direta, vazão de produção e condutividade elétrica da água de produto. Em [3], foi aplicado um controlador preditivo baseado em modelo (MPC) a uma planta com reversão de fluxo com a finalidade de se determinar as condições operacionais ótimas a fim de evitar golpe de aríete. Em [6], foi desenvolvido o modelo OR, a partir de simulações, para analisar e otimizar o mecanismo de redução e controle de encrustações. Em [7], foi implementado controlador robusto baseado no modelo apresentado em [3] em que foram considerados as incertezas, distúrbios e ruídos presentes no processo. Em [8], foram estudadas as membranas e construção do modelo de transporte a partir dos parâmetros nominais do processo.

O objetivo desse trabalho consiste nas aplicações de linearização da dinâmica do sistema e da técnica de controle via realimentação de estados com inserção de ação integral por meio de aumento da planta. A inserção da ação integral é necessária para que o erro em regime permanente seja nulo. Dessa maneira, espera-se obter o controle das saídas fluxo de água de produto e pressão do sistema.

Este artigo está organizado da seguinte maneira. A Seção II apresenta os modelos não-linear e linearizado de OR. É mostrado, na Seção III, a estratégia de controle utilizada. Nas Seções IV e V são dados os resultados e conclusões deste trabalho, respectivamente.

II. MODELAGEM DE OR

O processo de OR consiste em aplicar uma pressão dinâmica externa sobre uma solução salina, conhecida também como água de alimentação, a fim de que a sua pressão osmótica seja superada, resultando na separação solvente-soluto. A pressão aplicada ao processo força a passagem da água de alimentação através do conjunto de membranas semipermeáveis, retraindo a maioria das impurezas (sais, contaminantes e microrganismos) e permitindo a passagem de água com baixo teor salino [9].

De modo geral, em uma planta de dessalinização há um fluxo de entrada (água de perfil salino) e dois fluxos de saída (concentrado e água de produto). Diferente da água de produto, o concentrado consiste em um solução com concentração salina fora dos padrões adequados ao consumo.

Alterações sazonais, mensais ou diárias na alimentação das OR afetam consideravelmente a qualidade da água, alterando a atuação dos módulos das membranas, levando-os a um desempenho sub-ótimo com a diminuição da produção de água de produto e o aumento de danos permanentes ao sistema [7]. Dessa forma, técnicas de controle podem ser utilizadas para diminuir o efeito das alterações sazonais, fazendo que os parâmetros da planta se mantenham nas condições ideais de operação. O modelo do sistema representa seu comportamento dinâmico e, assim, permite o estudo de ajustes, previsão e controle do mesmo. Os principais tipos de modelagens de OR são fenomenológicos e matemáticos [10].

A. Modelo Não-linear

Um dos modelos RO mais difundidos foi desenvolvido em [3], em que admitiu-se o modelo termodinâmico irreversível, fluidos incompressíveis e volume interno de massa constante. São desprezadas as fricções de contato durante todo o processo. O diagrama esquemático desse modelo está representado na Fig.1.

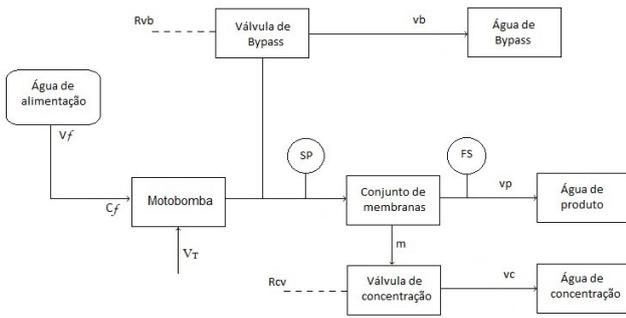


Figura 1. Diagrama esquemático apresentado em [3]

Como pode ser observado na Fig.1, o esquema do sistema OR proposto por [3] inclui uma bomba de alta pressão, um conjunto de membranas e duas válvulas. A bomba força a água de alimentação a passar pelo conjunto de membranas (responsável por reter suas impurezas), tornando-a água de produto. A válvula de *bypass* é responsável pelo alívio da pressão do sistema. A válvula de concentração é responsável por rejeitar a água que não permeia, m , pela totalidade do conjunto de membranas para outros sistemas responsáveis por recuperação. O tratamento da água de concentrado está fora do escopo deste trabalho.

As duas variáveis a serem controladas pelas válvulas de concentração e de *bypass* são, respectivamente, fluxo de água do produto, F_p (monitorado pelo sensor de fluxo SF), e a pressão do sistema, P_s (monitorada pelo sensor de pressão SP). Os sinais de controle representam as resistências das válvulas de concentração e de *bypass*, R_{vc} e R_{vb} , respectivamente. Desta forma, temos sistema multivariável do tipo TITO (*two-input, two-output*).

As equações diferenciais não-lineares que descrevem o comportamento dinâmico dos fluxos através das válvulas de concentração e de *bypass*, respectivamente, conforme [7],

são:

$$\frac{dvc}{dt} = \frac{Ar}{V} \left(\frac{Ar}{SK_m} (v_f - v_c - v_b) + \frac{\Delta\pi}{\rho} - 0,5R_{vc}v_c^2 \right), \quad (1)$$

$$\frac{dvb}{dt} = \frac{Ar}{V} \left(\frac{Ar}{SK_m} (v_f - v_c - v_b) + \frac{\Delta\pi}{\rho} - 0,5R_{vb}v_b^2 \right), \quad (2)$$

em que V é o volume do sistema, Ar é a área de seção transversal da tubulação utilizada, S é a área de membrana, K_m é o coeficiente global de transferência de massa da membrana, ρ é a densidade do fluido, v_f é a velocidade do fluxo da água de alimentação, v_b é a velocidade do fluxo de água de *bypass*, v_c é a velocidade do fluxo da água de concentrado e v_p velocidade do fluxo da água de produto.

O termo $\Delta\pi$ é a pressão osmótica, que pode ser calculado como:

$$\Delta\pi = C_f\beta T \left(\alpha + (1 - \alpha) \left(\frac{(1 - R) + R(v_f - v_b)}{v_c} \right) \right), \quad (3)$$

em que β é a constante que relaciona a concentração efetiva com a pressão osmótica, α é um coeficiente efetivo de ponderação da concentração salina, R é a fração de rejeição salina da membrana, C_f é a concentração da água de alimentação e T é a temperatura do processo.

O fluxo de água do produto e pressão do sistema são definidas como:

$$F_p = Ar (v_f - v_b - v_c) (36 \times 10^5), \quad (4)$$

$$P_s = \frac{Ar\rho}{SK_m} (v_f - v_c - v_b) + \Delta\pi. \quad (5)$$

O motor DC que aciona a bomba é descrito pelas seguintes equações:

Equação diferencial da parte elétrica:

$$\frac{dI_a}{dt} = \frac{V_T}{L_{aa}} - \frac{R_a I_a}{L_{aa}} - \frac{K_m \omega_m}{L_{aa}}. \quad (6)$$

Equação diferencial da parte mecânica:

$$\frac{d\omega_m}{dt} = \frac{K_m I_a}{J} - \frac{T_L}{J} - \frac{B_m \omega_m}{J}. \quad (7)$$

A bomba é modelada pelas seguinte equações:

$$Q = \frac{\eta V_T I_a}{\rho g H} = \left(\frac{\eta V_T}{\rho g H} \right) I_a. \quad (8)$$

Onde os parâmetros são representados por: I_a a corrente de armadura (A), V_T a tensão da armadura (V), R_a a resistência da armadura (Ω), L_{aa} a indutância de enrolamento da armadura (H), K_m a constante de torque do rotor ($V.s/rad$) e ω_m a velocidade angular do rotor (rpm).

Para a equação (7) também foi utilizado J como momento de inércia ($Kg.m$), T_L como torque da carga (Nm) e B_m como constante ($N.m.s$).

Finalmente, para modelagem da bomba na equação (8), aplicou-se η constante de eficiência da planta, Q é a vazão (m^3/s), ρ é a densidade do fluido (Kg/m^3), g aceleração

gravitacional padrão ($9,80665m/s$) e H é a altura de carga total que causa o escoamento.

A Tab.I mostra os valores dos parâmetros utilizados nas simulações desse trabalho e são os mesmos utilizados em [3].

Tabela I
VALORES DOS PARÂMETROS DO MODELO

Parâmetros da planta de OR	
Parâmetro	Valor
ρ	1000 (kg/m^3)
V_T	105 (V)
I_a	5,2 (A)
R_{aa}	20 (Ω)
L_{aa}	1,06 (mH)
J	$1,06 \times 10^{-6}$ ($kg.m^2$)
B_m	$3,79 \times 10^{-3}$ (N.m.s/rad)
K_m	0,52
V	0,04 (m^3)
Ar	$1,26 \times 10^{-4}$ (m^3)
S	30 (m^2)
K_m	$9,218 \times 10^{-9}$ (s/m)
C_f	10000 (ppm)
α	0,5
T	25 ($^{\circ}C$)
R	0,993
β	0.2641 ($Pa/(ppm \times K)$)
v_b	1,123 (m/s)
v_c	4,511 (m/s)
v_f	10 (m/s)
P_s	$3,154420 \times 10^6$ (Pa)
R_{vc}	5000
R_{vb}	310

Como esse trabalho considera apenas as equações matemáticas em operações normais, a inversão das válvulas não está incluída no diagrama de blocos da Fig.1 e nem nas Eq.(1), (2),(3), (4) e (5).

B. Linearização do modelo

Dado um sistema não linear descrito por:

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= f(x(t), u(t)), \\ y(t) &= g(x(t), u(t)), \end{aligned} \quad (9)$$

em que $\dot{x}(t)$ é o vetor de funções da dinâmica dos estados, $y(t)$ é o vetor de equações das saídas, $x(t)$ é vetor de estados, $u(t)$ é o vetor de entrada, $f(x, u)$ é o vetor de funções não lineares que descreve a dinâmica do sistema e $g(x, u)$ é o vetor de funções não lineares que descreve a saída do sistema .

Sendo

$$\dot{x} = \begin{bmatrix} \dot{v}_c \\ \dot{v}_b \end{bmatrix}, u = \begin{bmatrix} R_{vc} \\ R_{vb} \end{bmatrix}, y = \begin{bmatrix} F_p \\ P_s \end{bmatrix},$$

temos que $f(x, u)$ e $g(x, u)$ são compostas por Eq.(1), (2), (4) e (5).

A condição de linearização é definida para qualquer caso genérico por $x_0(t)$, $u_0(t)$ e $y_0(t)$. E $\phi x(t)$, $\phi u(t)$ e $\phi y(t)$ são definidos por pequenos desvios em torno da condição de linearização [11].

O modelo do sistema foi linearizado no ponto de equilíbrio

$$\begin{aligned} \dot{x} &= \begin{bmatrix} 4,5110 & (m/s) \\ 1,1230 & (m/s) \end{bmatrix}, \quad u = \begin{bmatrix} 5011,5 \\ 310,5837 \end{bmatrix} \\ e \quad y &= \begin{bmatrix} 1996,1 & (m^3/s) \\ 3,182 \times 10^6 & (Pa) \end{bmatrix}. \end{aligned}$$

Pelo método da linearização dinâmica, [11], é possível escrever um sistema como:

$$\begin{aligned} \phi \dot{x}(t) &= A_1 \phi x(t) + B_1 \phi u(t), \\ \phi y(t) &= C_1 \phi x(t) + D_1 \phi u(t), \end{aligned} \quad (10)$$

em que A_1 , B_1 , C_1 e D_1 são matrizes que descrevem o modelo linearizado em espaço de estados e são calculadas como as derivadas parciais explicitadas a seguir:

$$\begin{aligned} A_1 &= \begin{bmatrix} \left(\frac{\delta f_1}{\delta v_c} \right)_0 & \left(\frac{\delta f_1}{\delta v_b} \right)_0 \\ \left(\frac{\delta f_2}{\delta v_c} \right)_0 & \left(\frac{\delta f_2}{\delta v_b} \right)_0 \end{bmatrix}, \\ B_1 &= \begin{bmatrix} \left(\frac{\delta f_1}{\delta R_{vc}} \right)_0 & \left(\frac{\delta f_1}{\delta R_{vb}} \right)_0 \\ \left(\frac{\delta f_2}{\delta R_{vc}} \right)_0 & \left(\frac{\delta f_2}{\delta R_{vb}} \right)_0 \end{bmatrix}, \\ C_1 &= \begin{bmatrix} \left(\frac{\delta g_1}{\delta v_c} \right)_0 & \left(\frac{\delta g_1}{\delta v_b} \right)_0 \\ \left(\frac{\delta g_2}{\delta v_c} \right)_0 & \left(\frac{\delta g_2}{\delta v_b} \right)_0 \end{bmatrix} e \\ D_1 &= \begin{bmatrix} \left(\frac{\delta g_1}{\delta R_{vc}} \right)_0 & \left(\frac{\delta g_1}{\delta R_{vb}} \right)_0 \\ \left(\frac{\delta g_2}{\delta R_{vc}} \right)_0 & \left(\frac{\delta g_2}{\delta R_{vb}} \right)_0 \end{bmatrix}. \end{aligned}$$

Sendo n a ordem do sistema, m o número de entradas e p o número de saídas.

Adaptando as Eqs.(1), (2), (4) e (5) para (9), temos:

$$f_1(x, u) = \frac{A}{V} \left(\frac{A}{SK_m} (v_f - v_c - v_b) + \frac{\Delta\pi}{\rho} - 0,5R_{vc}v_c^2 \right), \quad (11)$$

$$f_2(x, u) = \frac{A}{V} \left(\frac{A}{SK_m} (v_f - v_c - v_b) + \frac{\Delta\pi}{\rho} - 0,5R_{vb}v_b^2 \right), \quad (12)$$

$$g_1(x, u) = A(v_f - v_b - v_c)(36 \times 10^5) \quad (13)$$

e

$$g_2(x, u) = \frac{A\rho}{SK_m} (v_f - v_c - v_b) + \Delta\pi. \quad (14)$$

A partir da estratégia de linearização, tem-se:

$$A_1 = \begin{bmatrix} A_{11} & A_{12} \\ A_{21} & A_{22} \end{bmatrix},$$

$$B_1 = \begin{bmatrix} B_{11} & B_{12} \\ B_{21} & B_{22} \end{bmatrix},$$

$$C_1 = \begin{bmatrix} C_{11} & C_{12} \\ C_{21} & C_{22} \end{bmatrix},$$

$$D_1 = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix},$$

sendo:

$$A_{11} = -T - \left(\frac{A}{V\rho} C_f \beta T (1 - \alpha) \frac{(1 - R(1 + v_f - v_b))}{v_c^2} \right) - Z, \quad (15)$$

$$T = -\frac{A^2}{VSK_m}, \quad (16)$$

$$Z = \frac{A}{V} R_{vc} v_c, \quad (17)$$

$$A_{12} = -\frac{A^2}{VSK_m} - \left(\frac{A}{V\rho v_c} C_f \beta T R (1 - \alpha) \right), \quad (18)$$

$$A_{21} = -\frac{A^2}{VSK_m} - \left(\frac{A}{V\rho} C_f \beta T (1 - \alpha) \frac{1 - R(1 + v_f - v_b)}{v_c^2} \right), \quad (19)$$

$$A_{22} = -\frac{A^2}{VSK_m} + \frac{AC_f \beta T R (1 - \alpha)}{V\rho v_c} - \frac{AR_{vb} v_b}{V}, \quad (20)$$

$$B_1 = \begin{bmatrix} -\frac{Av_c^2}{2V} & 0 \\ 0 & -\frac{Av_b^2}{2V} \end{bmatrix},$$

$$C_{11} = -A 36 \times 10^5, \quad (21)$$

$$C_{12} = -A 36 \times 10^5, \quad (22)$$

$$C_{21} = \frac{-A\rho}{SK_m} - C_f \beta T (1 - \alpha) \left(\frac{1 - R(1 + v_f - v_b)}{v_c^2} \right), \quad (23)$$

$$C_{22} = \frac{-A\rho}{SK_m} + \frac{C_f \beta T (1 - \alpha)}{v_c} \quad (24)$$

$$D_1 = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}. \quad (25)$$

C. Modelo linearizado

Segundo [12], é possível controlar um sistema OR linearizado. Substituindo os valores dos parâmetros da Tab.I e do ponto de equilíbrio desejado, tem-se o modelo linearizado da planta OR:

$$A_1 = \begin{bmatrix} -4,8793 & -0,1041 \\ -0,0942 & -0,1779 \end{bmatrix},$$

$$B_1 = \begin{bmatrix} -0,0022 & 0 \\ 0 & -0,0001 \end{bmatrix},$$

$$C_1 = \begin{bmatrix} -457,2000 & -457,2000 \\ -69,1502 & -71,8290 \end{bmatrix} e$$

$$D_1 = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}.$$

D. Modelo linearizado do conjunto motorbomba

Através das equações (6-8), é possível determinar o modelo de espaço de estados do motorbomba responsável acionado pelo motor DC:

$$\begin{bmatrix} \dot{I}_a \\ \dot{\omega}_m \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-R_{aa}}{L_{aa}} & \frac{-K_m}{L_{aa}} \\ \frac{K_m}{J} & -\frac{(B_m + P_1)}{J} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} I_a \\ \omega_m \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{1}{L_{aa}} \\ 0 \end{bmatrix} V_T$$

$$y = \begin{bmatrix} \eta \cdot V_T \cdot I_a \\ \rho \cdot g \cdot H \end{bmatrix} \begin{bmatrix} I_a \\ \omega_m \end{bmatrix} + [0] V_T.$$

Nesse trabalho, a tensão V_T aplicada no motor DC foi mantida constante durante todos os testes de simulação.

III. SÍNTESE DE CONTROLE

A. Teoria de controle

O controle de processos é essencial para o sistema de dessalinização, tendo em vista garantir à planta condições operacionais ótimas, e consequente aumento da vida útil e redução do custo em reparos [5].

Para fins de avaliar o modelo linearizado obtido nesse trabalho, um controlador via alocação de pólos foi projetado e testes de simulação foram realizados.

Em [13], aborda-se a teoria de projeto de erro em regime permanente via controle integral de sistemas em espaço de estados. Considere uma planta representada por:

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax + Bu, \\ y &= Cx. \end{aligned} \quad (26)$$

A seguir, será realizado um projeto de controlador via realimentação de estados com ação integral para garantir erro de seguimento de referência nulo e rejeição de distúrbios.

De acordo com [14], dado um sistema de entrada única ou múltipla conforme descrito em Eq. (26), é assumido as entradas da planta como entradas de controle. Deseja-se então calcular uma matriz de ganhos K tal que a realimentação de estados

$$u = -Kx,$$

aloca os pólos de malha fechada nos locais desejados, definidos por um vetor p . Em suma, os autovalores de

$$A - BK$$

correspondem aos valores do vetor p . Então, o algoritmo apresentado em [14] utiliza os graus de liberdade extras para encontrar uma solução que minimize a sensibilidade dos pólos de malha fechada à perturbações nas matrizes A ou B .

Considere a Fig. 2, um caminho de realimentação a partir da saída foi acrescentado para calcular o erro, que é utilizado pela parte integradora do controlador com o objetivo de anular o erro de seguimento de referência.

Desta forma, é necessário acrescentar uma variável de estado adicional, x_N , na saída do integrador à esquerda. O erro, e , corresponde à derivada desta variável:

$$e = \dot{x}_N = r - Cx.$$

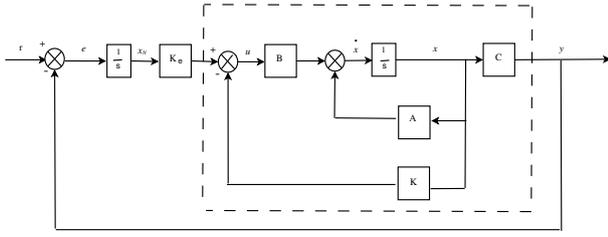


Figura 2. Controle integral para projeto de erro em regime permanente.

Assim, a partir da Fig. 2, obtemos:

$$\dot{x} = Ax + Bu,$$

$$\dot{x}_N = -Cx + r - e$$

$$y = Cx. \quad (27)$$

Portanto, podemos obter um sistema aumentado que representa o sistema com ação integral com seguintes vetores e matrizes:

$$\begin{bmatrix} \dot{x} \\ \dot{x}_N \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & 0 \\ -C & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ x_N \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix} u + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} r, \quad (28)$$

$$y = \begin{bmatrix} C & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ x_N \end{bmatrix}. \quad (29)$$

Adaptando as Eqs. (28) e (29) às matrizes do modelo linearizado A_1 , B_1 e C_1 , temos:

$$A_g = \begin{bmatrix} A_1 & 0 \\ -C_1 & 0 \end{bmatrix}, \quad B_g = \begin{bmatrix} B_1 \\ 0 \end{bmatrix} \quad e \quad C_g = \begin{bmatrix} C_1 & 0 \end{bmatrix}.$$

Onde:

$$u = -Kx + K_e x_N = - \begin{bmatrix} K & -K_e \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ x_N \end{bmatrix}, \quad (30)$$

Substitui-se a Eq. (30) nas Eqs. (28) e (29), de forma a obter:

$$\begin{bmatrix} \dot{x} \\ \dot{x}_N \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} (A_1 - B_1 K) & B_1 K_e \\ -C_1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ x_N \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} r \quad (31)$$

$$y = \begin{bmatrix} C_1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ x_n \end{bmatrix} \quad (32)$$

Portanto, o sistema foi aumentado e podemos utilizar a equação característica associada às equações acima para projetar os controladores K e K_e que atendam a resposta transitória desejada [13].

B. Cálculo de controle

De acordo com a ordem do sistema aumentado, que depende da matriz de estados A_g , deve-se escolher um vetor p com 4 pólos de malha fechada. O ajuste desses pólos foi feito levando-se em consideração as características desejadas para o desempenho da planta pensando-se em uma operação real. Desta forma, desejou-se obter uma resposta com velocidade de seguimento de referência satisfatório, levando-se em conta o compromisso com os limites reais de operação dos atuadores da planta. Dessa forma:

$$p = [-9 \quad -11 \quad -10 \quad -20]. \quad (33)$$

A partir da estratégia de controle apresentada, as matrizes ampliadas A_g , B_g e C_g são dadas por

$$A_g = \begin{bmatrix} -4,8793 & -0,1041 & 0 & 0 \\ -0,0942 & -0,1779 & 0 & 0 \\ 457,2000 & 457,2000 & 0 & 0 \\ 69,1502 & 71,8290 & 0 & 0 \end{bmatrix},$$

$$B_g = \begin{bmatrix} -0,0022 & 0 \\ 0 & -0,0001 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix},$$

$$C_g = \begin{bmatrix} -457,2000 & -457,2000 \\ -69,1502 & -71,8290 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}.$$

Enquanto que os controladores K e K_e obtidos para atender (33) são dados por:

$$K = 10^4 \begin{bmatrix} 0,2580 & 0,1757 \\ -4,9269 & -7,1169 \end{bmatrix},$$

$$K_e = 10^3 \begin{bmatrix} 0,0508 & -0,3473 \\ -0,7396 & 5,6125 \end{bmatrix}.$$

IV. RESULTADOS DE SIMULAÇÃO

A. Validação da modelagem

A resposta ao degrau é um recurso útil para um conhecimento inicial do comportamento dinâmico de um sistema, revelando características importantes para a sua dinâmica [15].

Inicializou-se a simulação no ponto de equilíbrio das entradas de controle e aplicou-se um degrau unitário no instante 0,2 segundos na entrada de controle R_{vc} e um degrau unitário no instante 1,5 segundos na entrada de controle R_{vb} . Portanto, foram aplicadas variações do tipo degrau nos modelos não linear e linearizado para validação dos mesmos. Os resultados de simulação são ilustrados nas Figs. 3 e 4.

Conforme visto na Fig. 3 o resultado é dado assumindo a mesma condição de operação utilizada na linearização do modelo, dessa forma percebe-se que as respostas são praticamente iguais.

Por outro lado, quando comparados o modelo linear com o não linear em diferentes pontos de operação, percebe-se uma divergência entre as repostas, conforme apresentados nas figuras Fig. 4 e Fig. 5. Tal diferença nas respostas

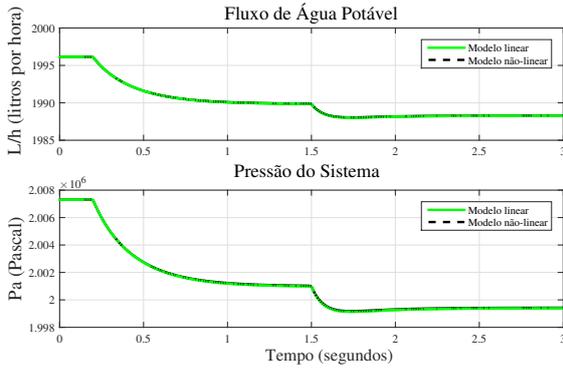


Figura 3. Modelagem da variável fluxo de água do produto (F_p) e pressão dos sistema (P_s) com variação de 1% do valor de referência: comparativo entre modelo não linear e modelo linearizado.

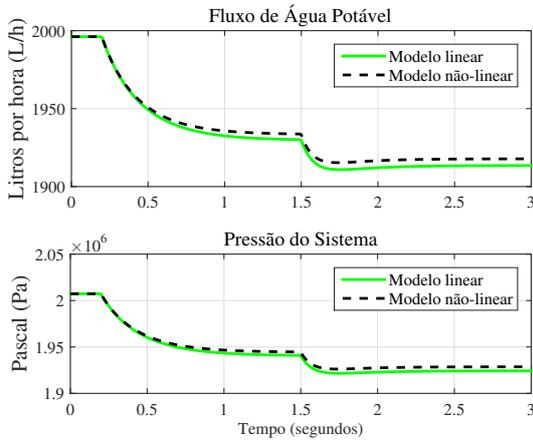


Figura 4. Modelagem da variável fluxo de água do produto (F_p) e pressão dos sistema (P_s) com variação de 10% do valor de referência: comparativo entre modelo não linear e modelo linearizado.

é esperada, pois o modelo linear está em um ponto de operação diferente daquele utilizado na linearização.

B. Simulação em malha fechada

Na Fig. 6 é apresentado o diagrama em blocos do sistema em malha fechada com a inserção da lei de controle por

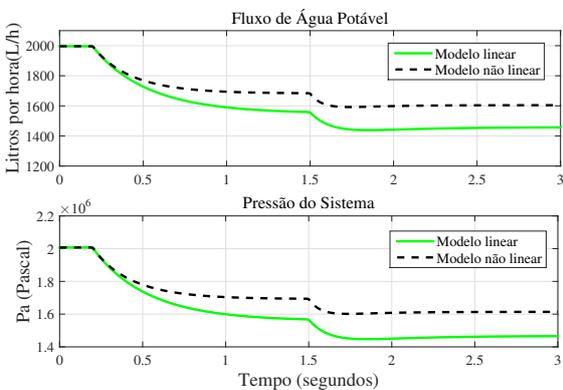


Figura 5. Modelagem da variável pressão do sistema (P_s), com variação de 100% do valor de referência: comparativo entre modelos não linear e linearizado.

realimentação de estados e ação integral, considerando-se também as perturbações P_1 e P_2 . Os resultados do sistema em malha fechada considerando-se a planta linearizada estão exibidos na Fig.7. Observa-se as saídas de vazão e pressão, além dos sinais de controle. Foram aplicadas variações na referência e também perturbações. Percebe-se erro de regime nulo, seguimento de referência e rejeição de distúrbios satisfatórios.

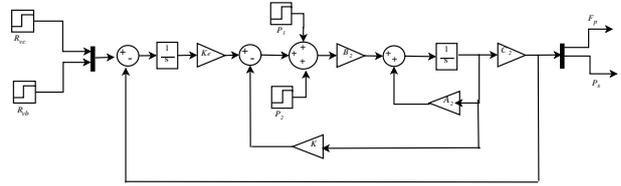


Figura 6. Arranjo da planta linearizada com os controladores em malha fechada e inserção das perturbações P_1 e P_2 .

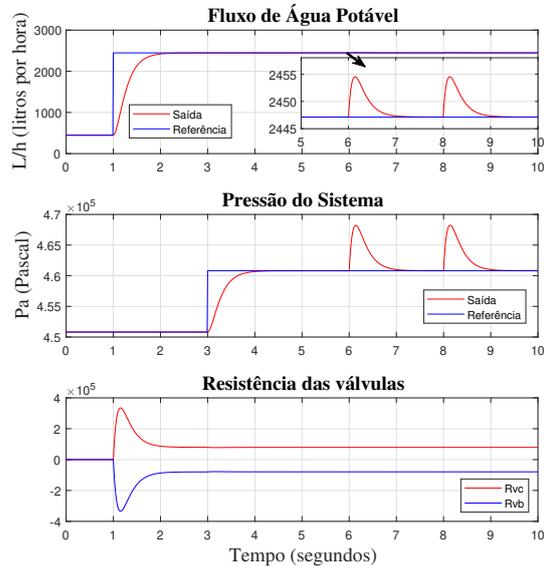


Figura 7. Resposta ao controlador aplicado à planta. Simulação referente à saída fluxo de água do produto (F_p).

O teste de simulação de malha fechada com a planta não-linear é apresentado na Fig. 8 e 9. Inicializou-se a simulação com os valores de R_{vc} e R_{vb} conforme valores da Tab. I. Foram aplicados nas entradas de controle perturbações em 9 e 12 segundos. Aos 6 segundos de simulação, alterou-se as entradas de referência para 10% a mais dos valores iniciais.

Percebe-se que o controlador estabilizou a planta e resultou em respostas com alto amortecimento e rejeitou os distúrbios aplicados na planta de forma satisfatória.

V. CONCLUSÕES

Neste trabalho foi apresentado a modelagem de uma planta OR. Através da linearização de sistemas dinâmicos, obteve-se o modelo linearizado. Alcançou-se êxito ao comparar o modelo não linear ao linearizado, ambos apresentando similaridade e convergência na modelagem. De acordo com a metodologia apresentada no artigo, o projeto do controlador via realimentação de estados com inserção

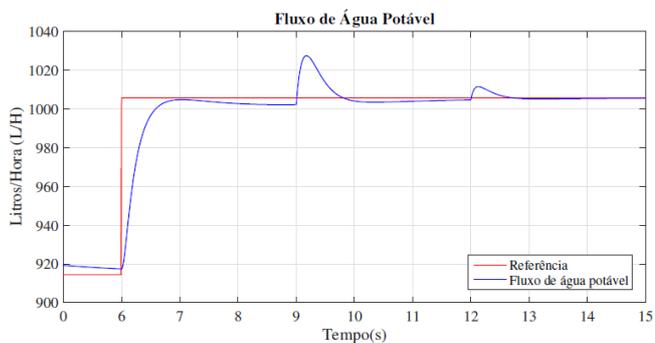


Figura 8. Resultados da simulação do modelo não linear, em malha fechada, com o esforço de controle atuando. Saída fluxo de água potável, F_p , do modelo OR em estudo).

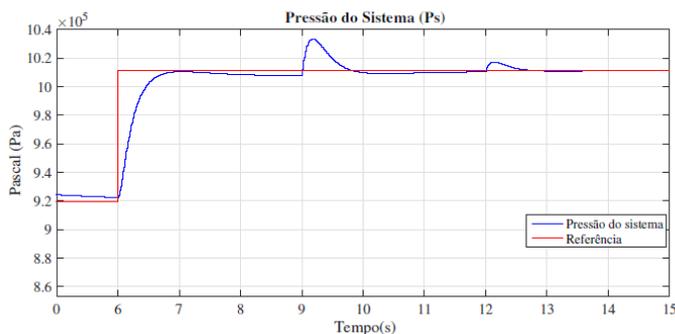


Figura 9. Resultados da simulação do modelo não linear, em malha fechada, com o esforço de controle atuando. Saída pressão do sistema, P_s , do modelo OR em estudo

da ação integral por aumento da planta apresentou um excelente desempenho, levando as saídas da planta para os valores de referência.

AGRADECIMENTOS

Os autores do trabalho agradecem o apoio financeiro recebido pelo CNPQ, CAPES e FUNCAP. Como, também, à Universidade Federal do Ceará pelo apoio.

REFERÊNCIAS

- [1] A. Borges, "Ceará vai usar água do mar para consumo", O Estado de S.Paulo. São Paulo, SP, 21 de março de 2018. 04 de junho de 2018.
- [2] A. Avcbderrahim, "Model predictive control of a reverse osmosis desalination unit", Desalination, vol.194, pp.268–280, 2006.
- [3] A. R. Bartman, C. W. McFall, P. D. Christofides and Y. Cohen, "Model-predictive control of feed flow reversal in a reverse osmosis desalination process", Journal of Process Control, pp.433–442, Elsevier Ltd, vol. 19, 2009.
- [4] S. Sobana and R. C. Panda, "Identification, modelling, and control of continuous reverse osmosis desalination system: A review", Separ. Sci. Tech. London, pp. 551–560, vol. 46, 2011.
- [5] M. Alatiqi, A. H. Ghabris and S. Ebrahim, "System Identification and Control of Reverse Osmosis Desalination", Desalination, pp. 119–140, vol.75, 1989.
- [6] I. Alatiqi, H. Ettouney and E. D. Hisham, "Process control in water desalination industry: An overview", Desalination, pp. 15–32, vol. 126, 1999.
- [7] B.D.H. Phuc, S. S. Y. Tae and H. S. Hwan, "Dynamical analysis and control synthesis of RO desalination process against water hammering", Desalination, pp. 133–142, vol. 402, 2017.
- [8] E. A. F. A. Fadigas and J. R. Hong, "Desalination of water by reverse osmosis using gravitational potential energy and wind energy", Desalination, pp.140–146, vol., .

- [9] D. E. Mendonça, P.C. M. Carvalho, P. P. Praça, J. S. P. Neto, J. I. C. R. Filho and D. B. Riffel, "ViaVibilidade técnica de planta de osmose reversa acionada por módulos fotovoltaicos com seguimento de potência máxima", VI Congresso Brasileiro de Energia Solar, Belo Horizonte, abril de 2016.
- [10] A. Chatterjee, A. Ahluwalia, S. Senthilmurugan and S. K. Gupta, "Modeling of a radial flow hollow fiber module and estimation of model parameters using numerical techniques", Journal of Membrane Science, pp.1–16, vol.236, 2004.
- [11] E. L. L. Cabral, "Linearização de sistemas dinâmicos", disponível em: <http://sites.poli.usp.br/d/pmr2400/3-Acesso em: 08 de Junho de 2018>.
- [12] H. J. Hyun, T. M. Hwang and L. Sangho, "A simplified simulation model of RO systems for seawater desalination", Desalination, pp. 128–139, vol.238, 2009.
- [13] N. S. Nise, "Control systems engineering", 6th ed., LTC, pp. 1285, 2013.
- [14] J.Kautsky, N. K. Nichols and P. Van Dooren, "Robust pole assignment in linear state feedback", International Journal of Control, pp.1129–1155, vol.41, 1985.
- [15] F. G. Nogueira, C. T. C. Junior, P. S. Nascimento, M. C. Gomes, W. B. Junior, J. A. L. Barreiros, A. R. B. Moraes, J. J. de L. Filho, "Estabilizador de sistemas de potencia digital aplicado a uma unidade geradora da UHE de Tucuruí", SBA Controle e Automação, pp.5–8, vol.22, n.5, 2011.