



ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

NATALIA DE ALMEIDA MENDRONE

WALTER FELIZARDO DE SOUSA

ANÁLISE DE CUSTOS E VIABILIDADE ECONÔMICA DE USINAS
SUCROALCOOLEIRAS COM DIFERENTES SISTEMAS DE
FUNCIONAMENTO DAS LINHAS DE EVAPORADORES

São Paulo

2012

NATALIA DE ALMEIDA MENDRONE

WALTER FELIZARDO DE SOUSA

ANALISE DE CUSTOS E VIABILIDADE ECONÔMICA DE USINAS
SUCROALCOOLEIRAS COM DIFERENTES SISTEMAS DE
FUNCIONAMENTO DAS LINHAS DE EVAPORADORES

Trabalho de conclusão de curso
apresentado ao Departamento de
Engenharia Química da Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do diploma de Engenheiro
Químico

São Paulo

2012

NATALIA DE ALMEIDA MENDRONE

WALTER FELIZARDO DE SOUSA

ANALISE DE CUSTOS E VIABILIDADE ECONÔMICA DE USINAS
SUCROALCOOLEIRAS COM DIFERENTES SISTEMAS DE
FUNCIONAMENTO DAS LINHAS DE EVAPORADORES

Trabalho de conclusão de curso
apresentado ao Departamento de
Engenharia Química da Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do diploma de Engenheiro
Químico

Área de Concentração: Engenharia Química

Orientador: Luiz Loureiro

Co-Orientador: Galo Le Roux

São Paulo

2012

DEDICATÓRIA

Aos nossos pais, familiares e amigos da faculdade.

AGRADECIMENTOS

Agradecemos aos nossos pais, familiares e a todos aqueles que participaram de nossa formação durante todos estes anos, pelo apoio e incentivo. Um agradecimento especial aos professores que tanto nos ajudaram e ensinaram, se dedicando com extrema intensidade.

RESUMO

Têm-se notado a forte tendência profissionalizante da indústria sucroalcooleira nos últimos tempos, trazendo novas preocupações principalmente com rendimento e otimização das operações desse setor. Nesse contexto, este estudo foi desenvolvido com o intuito de avaliar isoladamente o funcionamento da etapa concentração do caldo de cana-de-açúcar de uma linha de evaporação. São apresentados cálculos que definem a operação de uma linha com um pré-evaporador e quatro efeitos e em seguida uma análise de três diferentes cenários de investimento na linha em questão, buscando o maior retorno. Esses cenários foram concebidos a partir do problema da incrustação nos evaporadores, que necessitam de limpeza periódica. Concluiu-se que uma caixa de evaporação extra, sem necessidade de paradas da fábrica para limpeza dos evaporadores, é o melhor dos casos avaliados.

Palavras chave: Evaporadores, usinas sucroalcooleiras, incrustação, Cash Cost.

ABSTRACT

It has been noted a strong professional tendency of the sugarcane industry lately, bringing out new concerns mainly with performance and optimization of operations in this sector. Therefore, this study was developed in order to evaluate separately the step of an operation of concentration of sugar cane juice on an evaporation line. The presented calculations define the operation of a line with a pre-evaporator and four effects and then an analysis of three different investment scenarios on the line, looking for the highest return. These scenarios were designed from the problem of fouling in evaporators, which requires periodic cleaning. It was concluded that an extra box evaporator, without stopping the plant for cleaning the evaporation line, is the best case.

Keywords: Evaporators, sugar cane mills, fouling, Cash Cost.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Esquema de uma fábrica de açúcar de cana	14
Figura 2 –Esquema de um evaporador tipo Robert (HUGOT, 1972)	15
Figura 3 – Esquema do sistema de circulação na linha de evaporação de múltiplos efeitos.....	17
Figura 4 – Esquema do pré-evaporador.....	20
Figura 5 – Esquema da evaporação de quatro efeitos em série	22
Figura 6 – Gráfico de resultados <i>Cash Cost</i> 2013.....	35
Figura 7 – Gráficos de resultados de <i>Cash Cost</i> ao longo dos anos de operação.....	36

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Entalpias para condições de operação do pré-evaporador	21
Tabela 2 – Dados de entrada dos evaporadores de múltiplos efeitos.....	22
Tabela 3 – Concentrações de cada efeito a partir da hipótese 1.	23
Tabela 4 – Dados característicos do caldo para concentrações determinadas.....	23
Tabela 5 – Saltos térmicos parciais resultantes da primeira iteração.....	24
Tabela 6 – Distribuição de temperaturas e calores latentes ao longo dos efeitos.....	24
Tabela 7 – Correção dos Δt com a nova área calculada	26
Tabela 8 – Nova distribuição das temperaturas nos efeitos	26
Tabela 9 – Resumo dos resultados das iterações para os efeitos	28
Tabela 10 – Tabela de resultados <i>Cash Cost</i> 2013	35
Tabela 12 – Resultados de <i>Cash Cost</i> ao longo dos anos de operação.....	35

LISTA DE SÍMBOLOS

M – Vazão de caldo na entrada da linha de evaporação

S – Vazão de vapor vegetal consumido na evaporação

V_i – Vazão de vapor retirado em cada efeito

P_i – Vazão de produto concentrado na saída de cada efeito

C_i – Vazão de condensado na saída de cada efeito

i – Índice do efeito em estudo

U – Coeficiente de troca térmica

h – Entalpia do fluido

A – Área de troca térmica

t – Temperatura do fluido

Δt – Variação de temperatura

C_p – Capacidade térmica do fluido

epe – Elevação do ponto de ebulição da solução por concentração

eh – Elevação do ponto de ebulição da solução por pressão hidráulica

Q – Quantidade de calor

λ – Calor latente

R\$ - Reais

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	12
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	13
2.1. Funcionamento da Fábrica de Açúcar	13
2.2. Etapa de Evaporação.....	15
2.2.1. Características do Evaporador	15
2.2.2. Funcionamento do Evaporador	16
2.3. Limpeza dos Evaporadores	18
3. CÁLCULOS TÉCNICOS PARA UNIDADE DE EVAPORAÇÃO	20
3.1. Premissas de Operação	20
3.1.1. Pré-evaporador	20
3.1.2. Evaporadores de múltiplo efeito	21
3.1.3. Cálculo Simplificado de S, V e áreas de troca:.....	22
3.2. Resultados	27
3.2.1. Resultado dos pré-evaporadores.....	27
3.2.2. Resultado evaporadores de múltiplo efeito	27
4. ANÁLISE ECONÔMICA.....	29
4.1. Premissas de Preços	30
4.2. Premissas de Investimento	31
4.3. Premissas de Operação	32
4.3.1. Limpeza	32
4.3.2. Mão de Obra.....	33
4.4. Cálculo do ROI.....	34
4.5. Resultados	35
5. CONCLUSÕES.....	37
6. BIBLIOGRAFIA.....	38
7. ANEXOS.....	39
7.1. Projeção do Índice de Preço ao Consumidor.....	39

1. INTRODUÇÃO

A produção de açúcar e álcool em usinas sucroalcooleiras integradas é uma das mais antigas operações químicas em curso no Brasil e, desde a época dos engenhos familiares, diversas melhorias e inovações têm sido incorporadas ao fluxo de produção. Apesar do caráter familiar intrínseco deste sistema, na última década têm-se notado forte tendência profissionalizante das unidades produtoras, que em sua maioria tem abandonado o perfil familiar e se somado a grandes corporações.

A profissionalização do setor tem trazido consigo uma crescente preocupação com o rendimento das operações e com a melhor forma de conduzi-las, evitando o consumo excessivo de matérias primas e utilidades e buscando a otimização de todo o processo. Passa-se a buscar o maior retorno do investimento realizado, considerando os lucros obtidos e o valor agregado com pesquisas e novas técnicas, e não mais os pequenos investimentos em processos de base empírica. O controle operacional das usinas já foi separado em dois grandes blocos: a destilaria, onde ocorre a obtenção do álcool, e a fábrica de açúcar.

Nesse contexto, este estudo foi desenvolvido com o intuito de avaliar isoladamente o funcionamento de uma linha de evaporação da etapa de concentração do caldo de cana-de-açúcar na fábrica de açúcar. São apresentados cálculos que definem a operação de uma linha com um pré-evaporador e quatro efeitos e em seguida uma análise de diferentes cenários de investimento na linha em questão, buscando o maior retorno.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O processo de produção sucroalcooleiro não pode ser considerado de baixa complexidade. As usinas apresentam enorme variedade de operações unitárias e dependem de uma infinidade de capacidades técnicas específicas, uma vez que a produção vai desde o plantio e cultivo da cana-de-açúcar até a purificação e distribuição do etanol e açúcar gerados, nos casos de extrema integração. Assim sendo, um estudo detalhado de cada uma destas operações é importante para entendê-las a fundo e otimizar a produção e rendimento da unidade produtora.

Para facilitar o controle e especialização do conhecimento, as usinas integradas estão divididas física e administrativamente entre destilaria – produtora de álcool – e fábrica de açúcar, de fluxos separados a partir da extração do caldo da cana moída. O enfoque deste trabalho recai sobre uma operação específica e essencial da fábrica de açúcar.

2.1. Funcionamento da Fábrica de Açúcar

O caldo recebido na fábrica apresenta impurezas e propriedades que ainda não permitem que ele seja processado. A primeira fase de geração do açúcar consiste no tratamento deste caldo, subdividido em algumas etapas:

- Pré-Aquecimento do caldo, garantindo maior viscosidade ao mesmo e melhor escoamento pelos equipamentos de processo;
- Sulfitação. A adição de SO_2 ao caldo tem ação descorante nas reações de transformação de compostos férricos em ferrosos, garante a precipitação de determinados colóides (pequenas impurezas) reduzindo ainda mais a viscosidade do meio e acaba por reduzir o pH do mesmo;
- Calagem , que auxilia na purificação do caldo, corrigindo seu pH para valores entre 7,0 e 7,2 e promovendo floculação com arraste de partículas indesejadas;
- Aquecimento seguido de flasheamento para liberação de bolhas de gás eventualmente dispersas no meio e

- Decantação. Nesta etapa separa-se o caldo, que ainda passa por um peneiramento, do iodo, que ainda sofre filtração. Destas duas últimas operações se extrai o caldo clarificado que segue para processamento na fábrica.

A etapa seguinte é a de concentração, com intuito final elevar o brix do caldo clarificado de 16° para 65°, quando ele passa a ser chamado de xarope. Para isso utiliza-se uma pré-evaporação seguida de uma evaporação, com números de efeitos variados. Ainda nesta etapa o xarope sofre flotação, se livrando de impurezas ainda presentes.

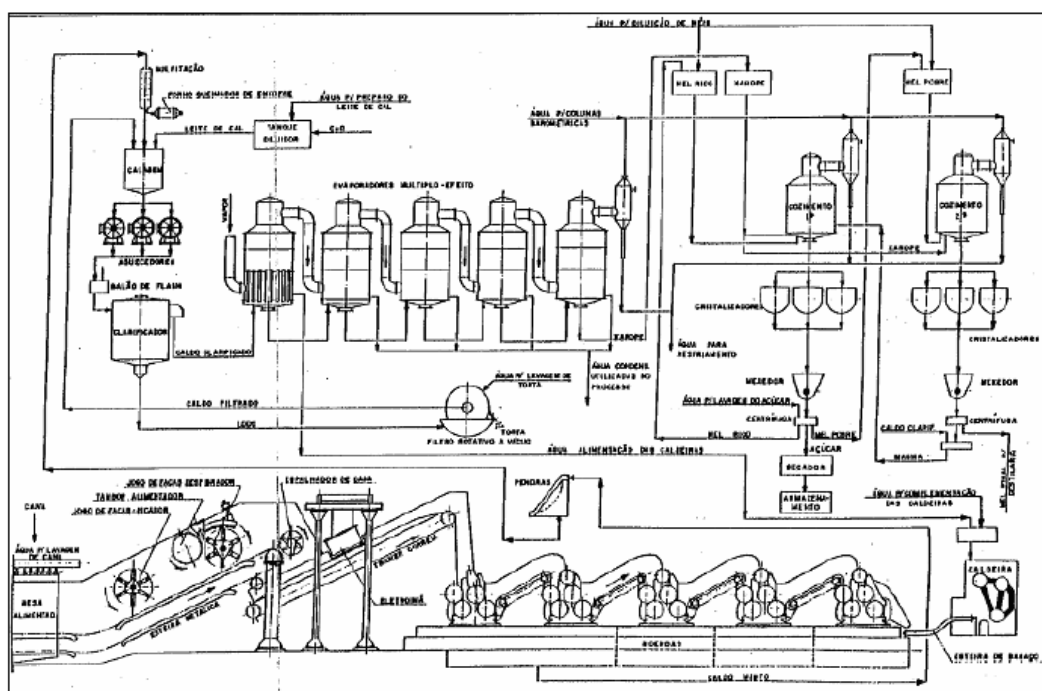


Figura 1 – Esquema de uma fábrica de açúcar de cana

A etapa final de obtenção do açúcar é o cozimento. Nesta fase, a retirada da água residual do açúcar é feita a temperatura entre 65 e 70°C para não afetar a composição final do produto, atingindo brix de aproximadamente 92°. O produto é enviado para cristalização, seguida de centrifugação para separação dos cristais. Os cristais são levados a secagem e chaga-se ao açúcar cristalino vendido no mercado.

2.2. Etapa de Evaporação

2.2.1. Características do Evaporador

Os evaporadores constituem uma categoria especial de trocadores de calor. A fonte de calor utilizada na maioria dos casos é o vapor de água saturado, de baixa pressão (menos de quatro atmosferas absolutas). Existem diversos tipos de evaporadores na indústria como, por exemplo, evaporadores de tubos horizontais, de tubo vertical, tipo cesto, de filme, de circulação forçada, entre outros. Escolhemos os evaporadores de tubos verticais (mais especificamente o evaporador tipo Roberts), devido ao fato de ser o mais aplicado na indústria açucareira por ser aplicado a um soluto de baixa sensibilidade ao calor¹ e também outros motivos que discutiremos mais adiante.

Historicamente, o evaporador de tubos verticais foi um dos primeiros aparelhos projetados para a concentração e cristalização de soluções. Ele também é amplamente utilizado em casos onde há incrustação ou deposição de sólido cristalino². Basicamente, ele é formado por um corpo cilíndrico vertical com feixes de tubos verticais, geralmente de aço inoxidável ou cobre, entre dois espelhos na parte inferior (por dentro dos quais flui em forma ascendente devido à convecção natural), como pode ser visto na figura 2.

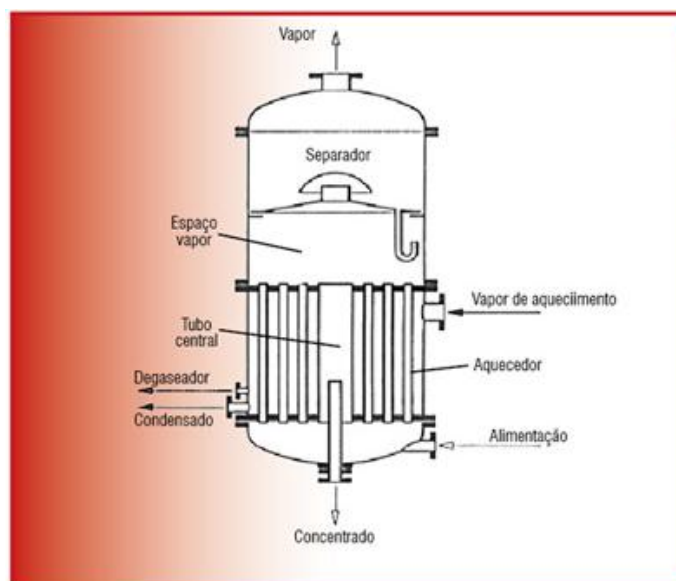


Figura 2 –Esquema de um evaporador tipo Robert³

É possível listar algumas características específicas desses evaporadores:

- Os feixes de tubos verticais contem um tubo central, com área de seção transversal de 25 a 40% da área total da seção transversal dos tubos menores¹;
- O vapor de aquecimento fica entre os espelhos e por fora dos tubos;
- Os tubos são relativamente curtos para reduzir a resistência à circulação e facilitar a limpeza mecânica²;
- Área da calandria pode atingir até 2000 m².

2.2.2. Funcionamento do Evaporador

A evaporação é a operação unitária responsável pela concentração de uma solução por evaporação de solvente, em geral na temperatura de ebulição da solução. O produto desejado pode ser o soluto, o solvente, ou a solução concentrada, dependendo do caso ou etapa estudada. O objetivo dessa etapa na indústria sucroalcooleira é aumentar o grau Brix do caldo previamente preparado de 16 para 65.

Entende-se como grau Brix como uma escala numérica que mede a quantidade de compostos solúveis numa solução de sacarose, utilizada geralmente para suco de frutas. Em outras palavras, pode-se dizer que o grau Brix mede a concentração mássica de sacarose na solução.

Para tornar o processo mais econômico, associam-se em série dois ou mais evaporadores, de modo que o vapor gerado em um evaporador funcione como fluido quente no evaporador seguinte. Por outro lado, esse evaporador seguinte funciona como condensador do anterior. Desse modo, há economia de vapor de aquecimento e água de resfriamento.

Porém, para que esse sistema de evaporadores de múltiplo efeito seja viável, existem alguns pré-requisitos:

- Haver equilíbrio entre a produção de calor no primeiro aparelho e o gasto de calor no segundo;

- A temperatura de ebulição no segundo seja inferior a de condensação do vapor gerado no primeiro (isso é possível reduzindo-se a pressão sobre a ebulição);

Para esse sistema, segundo o primeiro princípio de Rilleux, 1 kg de vapor (steam) vai evaporar tantos quilogramas de vapor quanto forem os evaporadores em serie. Ou seja, num sistema de quatro efeitos (quatro evaporadores em serie), 1 kg de vapor será capaz de evaporar 4 kg de solvente da solução. Claro que existem limitações no número de efeitos em série.

É importante ressaltar que as opções utilizadas para o esboço desse projeto dos evaporadores são baseadas em praticas comuns da indústria sucroalcooleira. Por essa razão, será utilizado um sistema de múltiplo efeito, em regime permanente, onde cada corpo ou efeito trabalha em sistema continuo e o mesmo líquido circula sucessivamente pelos vários efeitos, sendo inserido vapor vegetal apenas no primeiro efeito.

No processo a circulação ocorre em alimentação concorrente (forward feed), na qual o vapor de aquecimento e a alimentação entram no mesmo lado do evaporador. O vapor produzido no primeiro efeito servirá de vapor de aquecimento para o próximo, enquanto o produto parcialmente concentrado no primeiro será a alimentação do segundo e assim por diante.

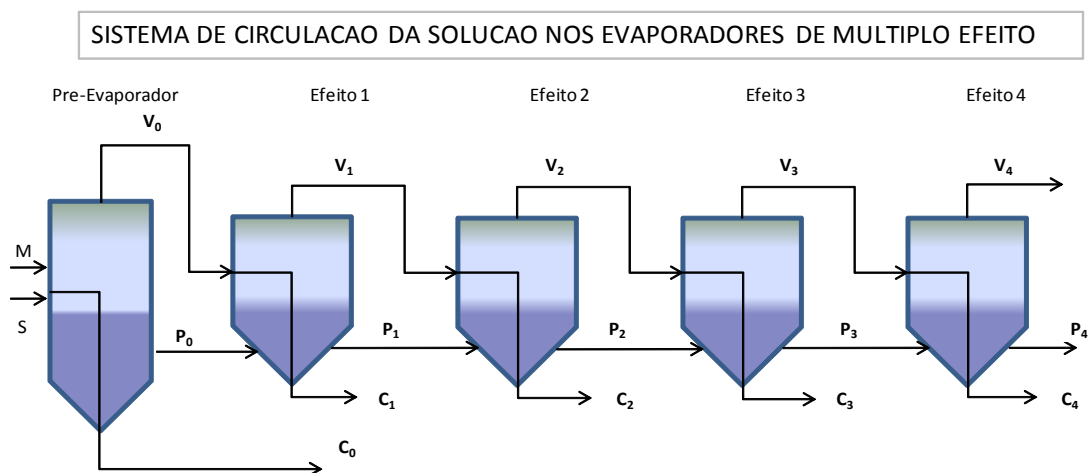


Figura 3 – Esquema do sistema de circulação na linha de evaporação de múltiplos efeitos

Onde M eh a vazão de entrada do caldo, S de vapor, V saída de vapor dos efeitos, P saída do produto a ser concentrado e C do vapor condensado.

Alimenta-se o evaporador com a solução a ser concentrada (no caso, o caldo previamente preparado a 16° Brix), até que ela consiga cobrir os tubos do trocador. São abertas as válvulas para liberação do vapor de aquecimento. A partir daí, inicia-se o regime transiente de temperatura e a regulação de níveis até a solução entrar em ebulição, o vapor do solvente sai pela parte superior e entra como vapor de aquecimento no próximo efeito, e assim sucessivamente.

As pressões e temperaturas que se estabelecem nos vários efeitos são resultantes dos equilíbrios alcançados em virtude dos fluidos e energia. Caso notadas temperaturas de operação diferentes das projetadas, atribui-se a diferença ao coeficiente de transferência de calor (U) real, que passa a diferir daquele adotado para cálculos. Se a solução sai mais concentrada, significa que os coeficientes adotados eram maiores que os reais. Nesse caso para atingir a especificação programada reduz-se o fluxo de vapor de aquecimento (S) ou utiliza-se um sistema de regulação chamada retirada lateral.

Nesse processo a circulação da solução de um efeito para o outro se faz por diferença de pressão, não necessitando bombas de circulação, exceto para entrada na alimentação e do produto final.

2.3. Limpeza dos Evaporadores

A troca térmica que acontece no interior dos evaporadores depende intimamente do coeficiente de transferência de calor atuante em cada efeito. Esse coeficiente pode ser diminuído ao longo do tempo graças a incrustações do próprio caldo de cana que passam a dificultar o alcance do fluido corrente no interior dos tubos à área de efetiva troca com o vapor, circulante na calandria do equipamento.

Por esse motivo, de tempos em tempos é preciso interromper a operação dos evaporadores para realização de uma limpeza nos tubos que o compõe. Essa limpeza é usualmente feita mecanicamente, através de jatos de água de alta pressão - hidrojato, capazes de arrastar as incrustações presentes nas paredes. Operadores do hidrojato, em sua maioria terceirizada, entram no corpo dos efeitos

com mangueiras de alta pressão e direcionam o jato de água para o interior dos tubos.

Em visitas a usinas de São Paulo e Paraná, levantou-se que o tempo médio de campanha entre uma limpeza e outra é de aproximadamente sete dias de operação. A limpeza total de um efeito dura cerca de seis horas, sendo quatro para a limpeza efetiva e as outras duas para resfriamento do equipamento antes da entrada dos operadores de hidrojato.

3. CÁLCULOS TÉCNICOS PARA UNIDADE DE EVAPORAÇÃO

3.1. Premissas de Operação

É importante ressaltar que as opções utilizadas para a estimativa de projeto dos evaporadores são baseadas em práticas comuns da indústria sucroalcooleira. Sendo assim, foi adotada a hipótese de utilização de um pré-evaporador e mais quatro evaporadores (4 efeitos). O objetivo dos cálculos a seguir é estimar o tamanho das áreas e a quantidade de vapor consumido no processo para uma estimativa mais precisa dos custos de operação.

Para realização dos cálculos, adotou-se a premissa de uma usina de tamanho médio, com capacidade de moenda de um milhão de toneladas de cana-de-açúcar ao ano, e mix açúcar/álcool de 50%. A porcentagem mássica de caldo na cana moída é de 90%⁴, sendo que metade dele é destinado à fábrica de açúcar.

Portanto tem-se que a quantidade total de caldo tratado na fábrica é de 0,45 milhões de toneladas por ano. Essa quantidade, dividida nas horas de operação anuais relativas a oito meses de safra com vinte e oito dias úteis e vinte e quatro horas de operação no dia, resulta numa vazão de alimentação de 85 toneladas de caldo por hora.

3.1.1. Pré-evaporador

É comum nessas indústrias a utilização de um pré-evaporador, cuja área necessária para elevar o Brix de 16 para 20° será estimada, considerando utilização de vapor de água a 120°C. A partir do balanço de massa e de energia, tem-se:

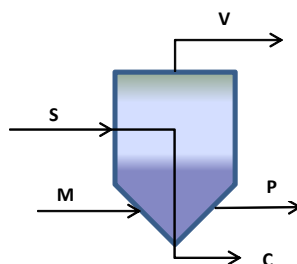


Figura 4 – Esquema do pré-evaporador

$$V = M * \left(1 - \frac{0,16}{0,2}\right) = 85000 * 0,2 = 17000 \frac{kg}{h}$$

$$P = M - V = 85000 - 17000 = 68000 \frac{kg}{h}$$

Conhecendo-se as entalpias, é possível fazer o seguinte balanço energético, onde S é a única variável, considerando as entalpias retiradas da literatura ^{5,6}.

Entalpia		T(°C)		Condicao
hm	45,93	Kcal/kg	50	0,16 Brix
hs	645,80	Kcal/kg	120	2 kg/cm2
hc	120,00	Kcal/kg	120	2 kg/cm2
hp	103,59	Kcal/kg	115	0,20 Brix
hv	645,00	Kcal/kg	115	h vap sat + aquec

Tabela 1 – Entalpias para condições de operação do pré-evaporador

$$M * hm + S * hs = S * hc + P * hp + V * hv$$

$$S = 26825 \frac{kg}{h}$$

$$A = \frac{S(hs - hc)}{U \cdot (\Delta t)} = 1128 m^2$$

Obs: Adotou-se U = 2500 kcal/m².h.°C retirado da literatura.

3.1.2. Evaporadores de múltiplo efeito

Escrevendo-se, para cada efeito, as equações de balanço material e energético, chega-se a um sistema de i equações e i incógnitas (i>10). A solução é única e deverá pode ser obtida por processos de tentativas ou softwares específicos. Um sistema mais rápido mais rápido de solução, e não muito afastado da realidade, consiste em introduzir algumas hipóteses simplificativas. Essas hipóteses são:

- i) Cada efeito evapora a mesma quantidade de solvente;
- ii) Desprezado o pré-aquecimento da alimentação e a variação de calor latente com a pressão, cada corpo troca a mesma quantidade de calor;

Assim, para calcular a área dos trocadores de calor de um quádruplo efeito (alimentação concorrente) para concentrar uma vazão de 85 toneladas/hora de caldo desde 16% em massa até 65%, tem-se a partir de o esquema a seguir:

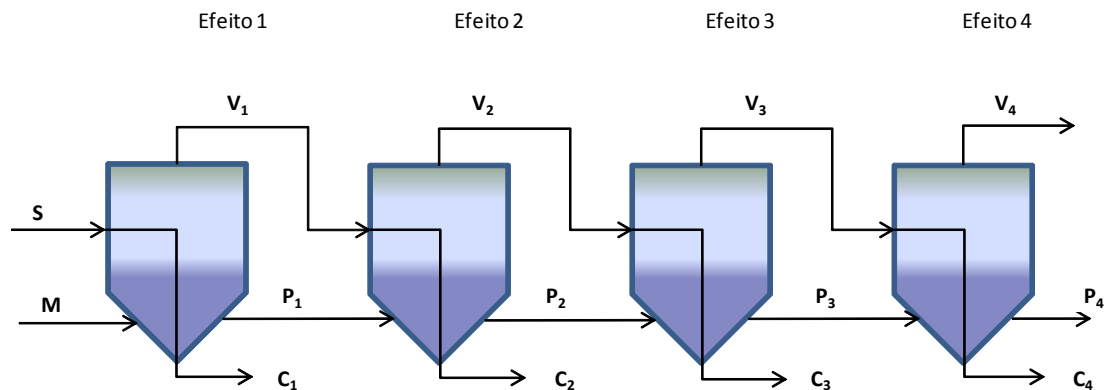


Figura 5 – Esquema da evaporação de quatro efeitos em série

3.1.3. Cálculo Simplificado de S, V e áreas de troca:

A seguir são apresentados os dados de entrada dos evaporadores de múltiplos efeitos, calculados a partir dos dados de saída do pré-evaporador.

Dados de entrada :		
M flow (M)	68000	kg/h
M temp (Tm)	115	°C
M Brix (Xm)	20	°
S temp (Ts)	115	°C
Brix final (Xp)	60	°
T saída (Tp)	60	°C

Tabela 2 – Dados de entrada dos evaporadores de múltiplos efeitos

Para o cálculo da água total a ser evaporada, e preciso partir da hipótese 1: cada evaporador evapora a mesma quantidade de solvente.

Tem-se:

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V$$

$$\text{Onde, } V = \frac{M \cdot (1 - X_m / X_p)}{\text{No. de efeitos}} = 11333,33 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Como a massa seca é constante ao longo do fluxo, subtraindo-se a água evaporada de cada efeito, resulta a seguinte tabela:

	Massa seca(kg/h)	Água	Total	Concentração
Aliment.	13600	54400,00	68000,00	0,20
Efeito 1	13600	43066,67	56666,67	0,24
Efeito 2	13600	31733,33	45333,33	0,30
Efeito 3	13600	20400,00	34000,00	0,40
Efeito 4	40160	26773,33	66933,33	0,60

Tabela 3 – Concentrações de cada efeito a partir da hipótese 1.

No livro “La Sucrierie de Cannes”³, alguns dados específicos para o caldo são utilizados para completar a tabela abaixo, a partir das concentrações:

	Conc. mássica (%)	epe (°C)	eh (°C)	Cp (kcal/m².°C)	U (kcal/m².h.°C)
Aliment	0,20	-	-	0,89	-
Efeito 1	0,24	0,5	0,5	0,86	1400
Efeito 2	0,30	0,7	0,7	0,83	1200
Efeito 3	0,40	1,5	1,1	0,75	800
Efeito 4	0,60	3,2	1,8	0,68	500

Tabela 4 – Dados característicos do caldo para concentrações determinadas

Pela hipótese 2 simplificativa (cada efeito troca a mesma quantidade de calor), Impõe-se que $A_1 = A_2 = A_3 = A_4 = A$. Sendo $Q = U \cdot A \cdot \Delta t$:

$$U_1 \cdot \Delta t_1 = U_2 \cdot \Delta t_2 = U_3 \cdot \Delta t_3 = U_4 \cdot \Delta t_4 \quad (1)$$

A partir dos U's definidos na tabela anterior, chega-se a seguinte relação:

$$\Delta t_{util} = \Delta t_1 \cdot (1 + U_1/U_2 + U_1/U_3 + U_1/U_4) \quad (2)$$

De (1) e (2) e sendo o salto térmico total $\Delta t_{total} = T_s - T_p = 115 - 60 = 55 \text{ }^\circ\text{C}$, obtém-se:

$$\Delta t_{util} = \Delta t_{total} - \sum (epe + eh) = 45^{\circ}\text{C}$$

A partir daí, tem-se os saltos térmicos parciais da primeira iteração:

Δt_{1_1}	6,70	$^{\circ}\text{C}$
Δt_{2_1}	7,82	$^{\circ}\text{C}$
Δt_{3_1}	11,72	$^{\circ}\text{C}$
Δt_{4_1}	18,76	$^{\circ}\text{C}$

Tabela 5 – Saltos térmicos parciais resultantes da primeira iteração

Com os Δt_i em cada efeito, podemos escrever a distribuição de temperaturas nos vários efeitos, descontando-se também o epe e eh de cada de efeito:

	$(^{\circ}\text{C})$		Calor Latente (kcal/kg)
Alimentação	115,00	Λ_s	529,4
t1 (efeito 1)	108,30	λ_1	533,9
t2 (efeito 2)	99,48	λ_2	539,3
t3 (efeito 3)	86,36	λ_3	547,8
t4 (efeito 4)	65,00	λ_4	562

Tabela 6 – Distribuição de temperaturas e calores latentes ao longo dos efeitos

Segue-se agora para o balanço energético, considerando como incógnitas as quantidades evaporadas em cada efeito e admitindo válida a 6.

Balanço energético para cada efeito:

$$\lambda_s \cdot S = \lambda_1 \cdot V_1 + M \cdot C_{p_{alimento}} \cdot (T_1 - T_m)$$

$$\lambda_1 \cdot V_1 + (M - V_1) \cdot (T_1 - T_2) \cdot C_{p_1} = \lambda_2 \cdot V_2$$

$$\lambda_2 \cdot V_2 + (M - V_1 - V_2) \cdot (T_2 - T_3) \cdot C_{p_2} = \lambda_3 \cdot V_3$$

$$\lambda_3 \cdot V_3 + (M - V_1 - V_2 - V_3) \cdot (T_3 - T_4) \cdot C_{p_3} = \lambda_4 \cdot V_4$$

$$V_1 + V_2 + V_3 + V_4 = M \cdot (1 - X_m/X_p)$$

Com cinco incógnitas (S , V_1 , V_2 , V_3 e V_4) e cinco equações (indicadas acima) pode-se representar esse sistema na forma matricial para facilitar sua resolução, da seguinte forma:

A.x = B, sendo :

$$\begin{vmatrix} 529,4 & -533,9 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 526,32 & -539,3 & 0 & 0 \\ 0 & -10,89 & 528,40 & -547,8 & 0 \\ 0 & -16,01 & -16,01 & 531,78 & -562 \\ 0 & 1 & 1 & 1 & 1 \end{vmatrix} \begin{vmatrix} S \\ V1 \\ V2 \\ V3 \\ V4 \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} -405469 \\ -515582 \\ -740750 \\ -1089325 \\ 45333,33 \end{vmatrix}$$

Para resolução, deve-se ter $x=A^{-1}.B$, e chega-se ao seguinte resultado:

S =	9566,09	kg/h
V1 =	10244,91	kg/h
V2 =	10954,31	kg/h
V3 =	11715,01	kg/h
V4 =	12419,10	kg/h

Com esses valores de V e dos calores latentes, podemos escrever as áreas corrigidas para cada um dos efeitos:

$$A_1 = \frac{S \cdot \lambda_s}{U1 \cdot \Delta t1'} = 539,92 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{V1 \cdot \lambda_1}{U2 \cdot \Delta t2'} = 583,15 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{V2 \cdot \lambda_2}{U3 \cdot \Delta t3'} = 529,84 \text{ m}^2$$

$$A_4 = \frac{V3 \cdot \lambda_3}{U4 \cdot \Delta t1} = 684,19 \text{ m}^2$$

Como as áreas deram muito diferentes uma das outras (longe das condições impostas pelas hipóteses simplificativas), cabe uma correção desses cálculos, fazendo-se uma nova iteração dessa mesma rotina, mas agora com a entrada da média harmônica (para uma convergência mais rápida) das áreas descobertas dessa estimativa inicial.

$$\text{Media harmônica das áreas} = A' = \frac{n}{\frac{1}{A_1} + \frac{1}{A_2} + \frac{1}{A_3} + \frac{1}{A_4}} = 604,57 \text{ m}^2$$

A correção dos Δt será feita de acordo com a seguinte relação:

$$U_1 * \Delta t_1 * A_1 = U_2 * \Delta t_2 * A_2 = U_3 * \Delta t_3 * A_3 = U_4 * \Delta t_4 * A_4$$

A partir daqui tem início a segunda iteração. A partir da correção a acima, chega-se ao seguinte resultado:

Δt_{1_2}	6,0	°C
Δt_{2_2}	7,5	°C
Δt_{3_2}	12,2	°C
Δt_{4_2}	21,2	°C

Tabela 7 – Correção dos Δt com a nova área calculada

Admitindo-se as mesmas concentrações e $e_{pe}+e_h$ calculados a partir da primeira hipótese, o resultado do balanço energético para essa nova condição é apresentado a seguir.

	(°C)		Calor Latente (kcal/kg)
t0	115,00	λ_s	529,4
t1	109,02	λ_1	533,2
t2	101,48	λ_2	538,4
t3	89,26	λ_3	545,8
t4	68,03	λ_4	558,5

Tabela 8 – Nova distribuição das temperaturas nos efeitos

Com cinco incógnitas e cinco equações (as mesmas de anteriormente) pode-se representar esse sistema na forma matricial para facilitar sua resolução, da seguinte forma:

$A.x = B$, sendo :

$$\begin{vmatrix} 529,4 & -533,2 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 526,72 & -538,4 & 0 & 0 \\ 0 & -10,13 & 528,26 & -545,8 & 0 \\ 0 & -15,92 & -15,92 & 529,87 & -558,5 \\ 0 & 1 & 1 & 1 & 1 \end{vmatrix} \begin{matrix} S \\ V1 \\ V2 \\ V3 \\ V4 \end{matrix} = \begin{vmatrix} -362109 \\ -440904 \\ -689387 \\ -1082717 \\ 45333,33 \end{vmatrix}$$

Para resolução, tem-se $x=A^{-1}.B$, e a seguir é apresentado o resultado da nova iteração:

S =	9734,43	kg/h
V1 =	10344,18	kg/h
V2 =	10938,62	kg/h
V3 =	11658,07	kg/h
V4 =	12392,47	kg/h

Assim, de maneira análoga a primeira iteração, as novas áreas dos trocadores são:

$$A_1 = \frac{S \cdot \lambda_s}{U_1 \cdot \Delta t_{1'}} = 615,21 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{V_1 \cdot \lambda_1}{U_2 \cdot \Delta t_{2'}} = 609,63 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{V_2 \cdot \lambda_2}{U_3 \cdot \Delta t_{3'}} = 602,70 \text{ m}^2$$

$$A_4 = \frac{V_3 \cdot \lambda_3}{U_4 \cdot \Delta t_{4'}} = 599,44 \text{ m}^2$$

Nota-se agora uma boa proximidade valores das áreas (aproximadamente 600 m²), sem necessidade de outro cálculo de verificação. Também, as novas concentrações calculadas não diferem muito da primeira, podendo assim validar-se os valores de epe, U e Cp utilizados previamente.

3.2. Resultados

3.2.1. Resultado dos pré-evaporadores

A partir dos cálculos apresentados, para uma vazão de entrada de 85 toneladas/hora de caldo a 16° Brix e saída do pré-evaporador a 20° Brix, tem-se um consumo S = 26825 kg/hora de vapor e uma área de troca térmica necessária de A_{pre-evap.} = 1128 m².

3.2.2. Resultado evaporadores de múltiplo efeito

Depois de duas iterações o resultado rapidamente convergiu para uma estimativa das áreas de trocas e vazão de vapor consumido no processo. A tabela abaixo traz o resultado final dessa estimativa, a partir dos dados de entrada que estão nas condições da saída do pré-evaporador:

	Sólido Seco	Solvente	Solução	Concentrações
	Kg/h	Kg/h	Kg/h	%
Aliment.	13600	54400	68000,00	0,20
Efeito 1	13600	44055,82	57655,82	0,24
Efeito 2	13600	33117,20	46717,20	0,29
Efeito 3	13600	21459,14	35059,14	0,39
Efeito 4	13600	9066,67	22666,67	0,60

Tabela 9 – Resumo dos resultados das iterações para os efeitos

E área de aproximadamente **600 m²** para cada efeito.

4. ANÁLISE ECONÔMICA

A unidade de evaporação de uma usina sucroalcooleira pode ser analisada isoladamente também através de parâmetros econômicos. Para qualquer análise econômica, determinada técnica e algumas premissas precisam ser adotadas.

Este estudo se propõe a avaliar três diferentes cenários de investimento na operação unitária em questão:

- i) Investimento em uma linha de evaporação simples com um pré-evaporador de 1200 m² e quatro efeitos com 600 m² cada. O vapor vegetal é injetado apenas no pré-evaporador e os seguintes efeitos funcionam sob ação do próprio vapor extraído do caldo processado;
- ii) Investimento em uma linha de evaporação com o mesmo pré-evaporador de 1200 m² e cinco efeitos de 600 m² (quatro mais um extra). Neste caso tem-se quatro efeitos sempre em funcionamento e um, alternante, que é parado periodicamente para limpeza. Dessa forma a operação não precisa ser descontinuada para limpeza dos efeitos, bastando uma mudança na configuração dos fluxos e tubulações;
- iii) Investimento em uma linha de evaporação simples e toda uma linha de evaporação extra, ambas com um pré-evaporador de 1100 m² e quatro efeitos com 600 m² cada. Neste caso existe sempre uma linha em funcionamento e uma parada para limpeza das incrustações, também sem necessidade de paradas na operação.

Para comparar os três cenários, foi proposta a elaboração de um levantamento de custos de operação para cada caso, compondo por fim um valor denominado *Cash Cost* que representa uma receita que cobre exatamente os custos desembolsáveis para geração de uma tonelada do produto. Além dos custos desembolsáveis, para este caso, optou-se por incluir um valor denominado retorno do investimento (Return Of Investment – ROI), uma vez que o capital desembolsado em ativos fixos é diferente em cada cenário. A comparação será feita a partir de dois

gráficos, o primeiro relativo ao *Cash Cost* detalhado do primeiro ano de operação (2013) e o segundo apresentando as curvas de *Cash Cost* consolidado ao decorrer dos anos de operação.

Para os três casos, o ano de investimento integral foi definido como 2012 e foram considerados mais 20 anos de operação da unidade, de 2013 a 2032. Para comparação básica dos evaporadores em isolado optou-se por desconsiderar capital de giro de investimento e despesas administrativas e com equipe de vendas e pesquisas científica e foi considerada depreciação linear dos ativos fixos a 10% ao ano em 10 anos.

Na elaboração do *Cash Cost* foram considerados custos variáveis, energia e vapor, e custos fixos, mão-de-obra e limpezas dos evaporadores e o ROI. Para o caso de investimento em linha simples, sem efeito extra, foi ainda contabilizado o custo de perda com parada da linha para limpeza periódica dos evaporadores.

Foi considerado imposto de 34% para a operação, imposto vigente no Brasil atualmente.

4.1. Premissas de Preços

Todos os preços de referência foram buscados para o ano de 2012, situação corrente, e inflacionados, ano a ano, com base na projeção do Índice de Preços ao Consumidor (IPC) anual médio para os anos subsequentes (2013-2032). Essa projeção do índice foi concedida por uma consultoria americana denominada CMAI Global Consulting, baseada em um estudo da Fundação Getúlio Vargas (FGV) que se propõe, focado no mercado e tendências, a fazer uma estimativa da oscilação dos índices brasileiros de inflação⁷. O aumento anual dos preços foi aproximado pela inflação ao consumidor uma vez que uma projeção específica para cada um dos valores dependeria de um estudo detalhado do mercado, tecnologia, macro e microeconomia. É importante ressaltar que a adoção desta projeção influencia os resultados obtidos e uma mudança de cenário macroeconômico pode alterar os resultados desta análise.

Os custos diretos considerados para a operação são os relativos à energia elétrica e ao vapor consumidos. O valor para energia em 2012 foi fixado em R\$136,46 por MWh e, para o vapor, em R\$98,87 por tonelada – ambos dados de

operação cedidos pela equipe de Controle Financeiro da Operações da Braskem no Brasil.

Para conversão dos preços fixados em R\$ por tonelada de xarope gerado na evaporação, os valores acima para vapor e energia foram multiplicados por seus respectivos índices técnicos – o primeiro resultante da análise técnica apresentada anteriormente neste relatório, e igual a 0,43 tonelada de vapor/tonelada de xarope e o segundo retirado da literatura, igual a 0,2 MWh de energia/tonelada de xarope⁴.

Os valores finais obtidos, ambos para o ano de 2012, foram:

- R\$16,18 por tonelada de xarope para o vapor;
- R\$6,46 por tonelada de xarope para a energia.

4.2. Premissas de Investimento

Tanto para o pré-evaporador quanto para os efeitos, os valores a serem investidos foram estimados a partir da tabela de CAPCOST de 1996⁸. Os montantes foram corrigidos para o ano de 2012 a partir dos índices anuais de custos de plantas químicas (Chemical Engineering Plant Cost Index – CEPCI), chegando em:

- Pré-Evaporador de 1200m²: R\$1.003.765,07
- Evaporador de 600m²: R\$514.429,60

Ambos foram considerados com tubos de aço carbono 304, o mais utilizado nas usinas atualmente.

Foi identificada a necessidade de novos investimentos periódicos para troca de tubos e manutenção dos equipamentos. Esse investimento foi considerado a cada seis anos, a um valor igual a 1% do investimento inicial⁹ e também é contabilizado como ativo fixo, passível de depreciação.

Para inserção no cálculo de *Cash Cost*, o valor do investimento é colocado por tonelada de xarope gerado no ano, igual a 110 kilotoneladas, e portanto o investimento total deve ser dividido por este volume. O valor final é de:

- R\$28,47 investidos por tonelada de xarope gerada no ano, para o caso da linha simples;
- R\$33,25 investidos por tonelada de xarope gerada no ano, para o caso da linha simples com efeito extra;

- R\$58,64 investidos por tonelada de xarope gerada no ano, para o caso da linha extra;

4.3. Premissas de Operação

A safra da usina, período de operação dos equipamentos e geração efetiva de produtos, foi considerada com duração média de oito meses ao ano, de abril a novembro. Adotou-se a premissa de média de vinte e oito dias de operação por mês de safra e vinte e quatro horas de funcionamento nestes dias. Chegou-se ao total de 5.376 horas trabalhadas por ano, com vazão de caldo de aproximadamente 85 toneladas de caldo por hora.

4.3.1. Limpeza

Para estimativa dos custos relativos à limpeza dos efeitos da linha de evaporação, adotou-se a premissa de que esta limpeza seria feita com hidrotrato terceirizado, sendo possível desconsiderar qualquer matéria prima ou mão de obra. O valor praticado no mercado, em 2012, para esta prática é de R\$200 por hora de aluguel do caminhão de alta pressão e dos funcionários para entrar nas caixas e realizar a limpeza dos tubos.

Para cada efeito são consideradas quatro horas de limpeza efetiva e seis horas desde a parada até a volta ao funcionamento da caixa e o tempo de campanha entre uma limpeza e outra foi considerado de sete dias. Para o caso de linha de evaporação simples, foi contabilizada uma perda de lucratividade relativa a dois dias de parada na produção.

Para calcular esta perda, considerou-se a quantidade de açúcar que deixaria de ser produzida a cada parada da linha de evaporação, adotando como hipótese de que esta é a etapa limitante da produção. Para esta valoração foi utilizado o valor de R\$59,00 por saca de 50kg de açúcar, cotação do dia 06 de agosto de 2012¹⁰ – valor também inflacionado pelo IPC brasileiro.

4.3.1.1. *Linha Simples*

Como o tempo de campanha foi fixado em sete dias de operação e, para limpeza dos quatro efeitos, são necessários dois dias de parada da produção, estimou-se o número de limpezas anuais da linha como sendo igual a vinte e quatro. Para quatro efeitos, sendo limpos durante quatro horas, chegou-se ao resultado de R\$0,85 por tonelada de xarope em 2012.

Esse mesmo número de vezes, a linha fica parada por dois dias, representando uma perda de lucratividade relativa à inatividade. Com o preço do açúcar estimado, essa perda foi calculada em R\$11,24 por tonelada.

4.3.1.2. *Linha com Efeito Extra*

Para linha com evaporador extra não existe parada na linha de produção, a cada sete dias dois evaporadores são limpos por dia e dessa forma foram estimadas 28 limpezas por safra. Com as premissas acima apresentadas o valor de custo dessa limpeza fica em R\$1,01 por tonelada de xarope.

4.3.1.3. *Linha Extra*

Para o caso com investimento em linha extra, a cada dia existe uma troca de linha em operação e uma segunda fica parada para limpeza, também em dois dias. Assim, estimou-se 32 limpezas no ano, a um custo de R\$1,16 por tonelada de produto gerado.

4.3.2. Mão de Obra

Para operar a linha, consideramos a necessidade de 0,25 operadores por efeito¹¹, com salário médio de R\$1.200,00 por mês em 2012. Como citado anteriormente, mão de obra de outras etapas da produção, bem como equipe de vendas ou administrativa, foram desconsideradas para este cálculo. O valor foi então

dividido pelo volume de xarope produzido no ano, de 110 kilotoneladas, chegando em R\$0,01 por tonelada.

4.4. Cálculo do ROI

Existem diferentes técnicas de cálculo do ROI, que pode ser considerado como retorno para investimento em capital em custos, capital de giro ou mesmo ativos fixos. No caso deste trabalho a intenção é encontrar um valor constante a ser contabilizado no *Cash Cost* anualmente para que o capital investido retorne ao investidor ainda com valor rentável.

O capital deve retornar a uma taxa fixa, pré-definida pelo investidor, para a qual se entende que valha a pena retirar o capital do banco para realizar um investimento. Adotou-se como hipótese uma taxa de 10% para o retorno.

O valor anual a ser descontado pode ser calculado através de uma função do excel chamada PGTO. Essa função tem como entrada a taxa de retorno desejada para o investimento -10% -, o período no qual se pretende conseguir o retorno – 20 anos no caso deste estudo – e o valor a ser retornado, reais investidos por tonelada de xarope gerada em cada cenário.

Como o *Cash Cost* é construído para identificação de uma receita, sobre a qual deve incidir um imposto, o cálculo do ROI exige que os valores encontrados sejam levados a um valor anterior ao pagamento de impostos, desde que descontado o benefício da depreciação – sobre a qual os impostos não são incidentes. Para resultado, deve-se realizar a seguinte conta:

$$ROI = \frac{FunçãoPGTO}{(1 - taxa_{imp})} - \left(\frac{depreciação}{(1 - taxa_{imp})} - depreciação \right)$$

Chegou-se aos resultados:

- R\$3,60 por tonelada para a linha simples;
- R\$4,20 por tonelada para linha com efeito extra;
- R\$7,42 por tonelada para linha extra.

4.5. Resultados

Os resultados obtidos para os valores acima relacionados foram:

R\$/tonelada de xarope	Linha Simples	Linha com efeito Extra	Linha Extra
Energia	6,46	6,83	6,83
Vapor	16,18	17,12	17,12
Mão de Obra	0,01	0,01	0,01
Limpeza de Evaporadores	0,85	1,07	1,22
Perdas com Paradas para Limpeza	11,24	0	0
ROI	3,60	4,20	7,42

Tabela 10 – Tabela de resultados *Cash Cost* 2013

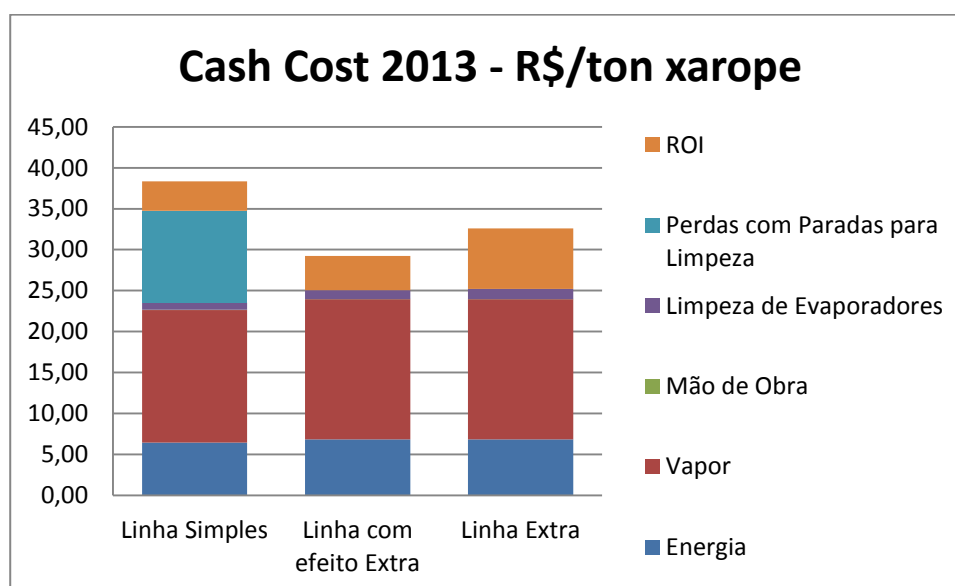


Figura 6 – Gráfico de resultados *Cash Cost* 2013

	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2021
Linha Simples	38,35	40,36	42,63	44,81	47,35	50,15	53,10	55,96	58,81	61,71	64,73
Efeito Extra	27,87	29,25	30,79	32,28	34,01	35,92	37,92	39,87	41,81	43,79	45,84
Linha Extra	31,23	32,61	34,16	35,66	37,40	39,32	41,34	43,30	45,25	47,24	49,31
	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	
Linha Simples	64,73	67,91	71,26	74,78	78,49	82,39	86,49	90,80	95,34	100,11	
Efeito Extra	45,85	48,01	50,29	52,69	55,22	57,87	60,66	63,60	66,69	69,95	
Linha Extra	49,31	51,49	53,79	56,20	58,74	61,41	64,22	67,18	70,29	73,56	

Tabela 11 – Resultados de *Cash Cost* ao longo dos anos de operação

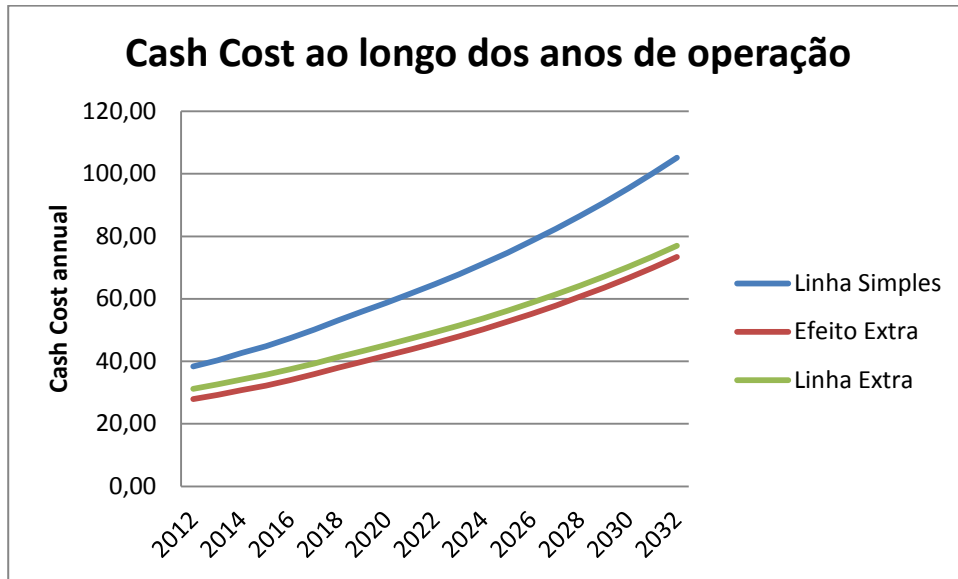


Figura 7 – Gráficos de resultados de *Cash Cost* ao longo dos anos de operação

5. CONCLUSÕES

A partir dos resultados obtidos é possível notar que a situação de investimento em uma caixa de evaporação extra, sem necessidade de paradas da fábrica para limpeza dos evaporadores, é o melhor dos casos avaliados. O cenário de existência de um efeito extra apresentou menor relacionamento de custos por tonelada de produto em 2013 e a vantagem econômica se manteve nos anos de operação.

As hipóteses assumidas, principalmente de tempo de limpeza de evaporadores, custo dessa limpeza e perdas relacionadas ao congelamento da operação, são extremamente relevantes para esta análise. O estudo apresentado anteriormente se aplica a usinas que trabalhem com vazões parecidas com as assumidas como hipótese e cujo regime de eliminação das incrustações também se assemelhe.

6. BIBLIOGRAFIA

1. SIOZAWA, Y. Y, QUAST, D. G. Processos de Evaporação na Concentração de Alimentos. Instr. Técn. ITAL. Campinas, SP. 1975. n. 7;
2. HEWITT et al. Process Heat Transfer. 1994;
3. HUGOT, E. La Sucrierie de Cannes. 1972;
4. RIBEIRO, P. R. Curso Sequencial de Automação para Indústria Sucoalcooleira. ANAERP;
5. BUBNIK, Z. KADLEC, P. URBAN, D. BRUHNS, M. Sugar Technologists Manual.
6. SANDLER, S. I. *Chemical and Engineering Thermodynamics*. 2a ed. Wiley Series in Chemical Engineering, 1989.
7. CMAI Global Consulting - Finances Report to Braskem Petrochemical, abril, 2012.
8. TURTON R., BAILIE R., WHITING W., SHAEIWITZ J., *Analysis, Synthesis and Desing of Chemical Processes*. 3a ed.
9. SANTOS, L. J. C. Avaliação do Ciclo de Vida e Custeio do Ciclo de Vida dos Evaporadores para Usinas de Açúcar e Álcool. São Paulo, 2007;
10. Consultoria Safras & Mercado – Reporte do dia 05 de julho de 2012 – website: www.safras.com.br;
11. VILBRANDT, F. C. DRYDEN, C. E. Chemical Engineering Plant Design. McGraw-Hill, 1959.

7. ANEXOS

7.1. Projeção do Índice de Preço ao Consumidor

	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
IPC (FGV - %)	5,5%	5,8%	6,2%	5,6%	6,2%	6,4%	6,3%	5,8%	5,4%	5,3%	5,2%
	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	
IPC (FGV - %)	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%	5,2%