

Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Ácido-Succínico Via Fermentação Anaeróbica

Brenda M. Monteiro, Ariel B. Berti, Jiveison G. S. S. Maia & João B.V. Bastos

O ácido succínico é uma molécula em evidência no cenário mundial por seu potencial para se tornar um building block renovável, no entanto estudos envolvendo avaliações técnico-econômicas de sua produção ainda são escassos na literatura. O presente estudo utiliza uma metodologia desenvolvida e aplicada pelo Instituto SENAI de Inovação em Biossintéticos, que estima os custos de capital e operacional de plantas industriais a partir de simulação computacional para estimar um preço mínimo de venda considerando uma taxa de retorno para o capital investido. A metodologia se mostrou eficiente uma vez que preço estimado ficou próximo ao preço praticado no mercado.

Palavras Chave: *ácido succínico; simulação de processos; avaliação técnico-econômica.*

Succinic acid is a molecule in evidence on the world stage for its potential to become a renewable building block; however, studies involving technical economic evaluations of its production are still scarce in the literature. The present study uses a methodology developed and applied by the Instituto SENAI de Inovação em Biossintéticos, which estimates the capital and operational costs of industrial plants from computational simulation to estimate a minimum selling price considering a rate of return for invested capital. The methodology proved to be efficient since the estimated price was close to the market price.

Keywords: *succinic acid; simulation process; technical economic evaluation.*

Introdução

O petróleo ainda é a principal fonte mundial de matéria-prima para a produção dos mais diversos produtos químicos. No entanto, problemas ambientais relacionados a emissões de Gases do Efeito Estufa (GEE) e a conhecida instabilidade nos preços do petróleo têm motivado o desenvolvimento de cadeias produtivas alternativas – baseadas em recursos renováveis¹.

O ácido succínico é convencionalmente produzido a partir da hidrogenação do anidrido maleico ou obtido como subproduto na produção do ácido adípico². Todavia, ele também é produzido pela via glicolítica para obtenção de energia, tornando-o um candidato para produção por meio de um processo fermentativo, por ser um importante intermediário do ciclo do ácido tricarbóxico (TCA) que acontece em todos os organismos que realizam respiração celular³. Em 2004, o Departamento de Energia dos Estados Unidos apontou o ácido succínico como um building block de grande potencial capaz de ser produzido a partir de açúcar⁴.

Existem pelo menos duas rotas metabólicas que levam à produção do ácido succínico no ciclo do ácido tricarbóxico: a via redutora e a via oxidativa. A via redutora é ativada preferencialmente sob condições anaeróbicas, em que o succinato é formado por meio de diversos compostos intermediários, incluindo oxaloacetato e malato. Já em condições aeróbicas, a via oxidativa é preferencialmente ativada e o succinato é formado pelos intermediários oxaloacetato e citrato.

O aumento da demanda mundial por produtos químicos verdes incentivou o uso do ácido succínico de base biológica em várias aplicações, particularmente, na produção de bioplásticos, como o succinato de polibutileno (PBS). Além disso, o ácido succínico pode ser utilizado diretamente ou ser precursor de diversos produtos químicos como butano-1,4-diol (BDO). Ademais, está relacionado à produção de tintas, corantes, revestimentos, resinas, podendo ainda ser empregado no setor farmacêutico, alimentício, de cosméticos, entre outros.

Há quatro empresas disputando a posição de liderança com relação à produção do ácido succínico por fermentação

direta a partir de açúcares, sendo elas: Reverdia (Joint Venture 50:50 Roquete/DSM); Succinity (Joint Venture 50:50 BASF/Corbion Purac); BioAmber e Myriant⁵. Todas elas têm em comum o uso de um micro-organismo para a produção do diácido. As tecnologias diferem no tipo de micro-organismo (bactérias ou leveduras), nas condições do processo de fermentação (como o pH) e no processo de recuperação do diácido.

A Myriant e a Succinity desenvolvem a produção em bactérias, sendo os hospedeiros *Escherichia coli* e *Basfia succiniciproducens*, respectivamente. Já a Reverdia e a BioAmber usam leveduras nos processos, sendo utilizado *Saccharomyces cerevisiae* e *Issatchenkia orientalis*, respectivamente. A BioAmber possui uma parceria com a Cargill para o desenvolvimento da levedura utilizada no processo.

Entretanto, análises técnico-econômicas rigorosas devem ser realizadas para que o ácido succínico obtido pela rota bioquímica torne-se um processo economicamente viável e competitivo em relação à rota petroquímica. Além disso, a tecnologia de produção de ácidos orgânicos a partir de fontes renováveis, ainda está em desenvolvimento, desse modo, há muitas oportunidades para melhoria dos processos e redução dos custos.

Portanto, este trabalho colabora com a literatura fornecendo custos detalhados do processo de produção de ácido succínico via rota fermentativa anaeróbica a partir de uma análise técnico-econômica. O presente estudo utiliza uma metodologia desenvolvida e aplicada pelo Instituto SENAI de Inovação em Biossintéticos capaz de estimar os custos de capital e os custos operacionais de plantas industriais, a partir de simulação computacional, utilizando softwares comerciais. Com isso, é possível sugerir um preço mínimo de venda para o ácido succínico, considerando uma taxa anual de retorno do capital investido fixada em 15% em 20 anos de projeto. Além disso, a metodologia proposta possibilita quantificar o impacto de melhorias, podendo auxiliar investidores na tomada de decisões em um estágio inicial de projeto, sendo especialmente úteis para direcionar esforços de pesquisa e desenvolvimento para produção de ácido succínico via rota fermentativa.

Metodologia

A metodologia desenvolvida e adotada pelo Instituto SENAI de Inovação em Biossintéticos para a realização de avaliações técnico-econômicas de processos químicos e bioquímicos está baseada na pesquisa de artigos, patentes, notícias especializadas, consultas com especialistas e conhecimentos de engenharia. A Figura 1 ilustra tal metodologia utilizada para descrever o processo de conversão de uma dada matéria-prima em produtos de interesse, incluindo o fluxograma, a modelagem e análise econômica do processo. Esta metodologia permite avaliar e comparar processos industriais com base em índices técnicos e preço mínimo de venda do produto final.

Os fluxogramas concebidos servem de referência para construção das simulações de processo utilizando o Aspen Plus® Versão10, software comercial de propriedade da Aspen Technology®. Os simuladores de processos químicos constituem-se como uma importante ferramenta para o engenheiro, tanto na etapa de projeto quanto na operação⁶, pois apresentam rigor matemático na descrição de fenômenos físicos complexos aliados a uma interface intuitiva. Com auxílio desse software é possível realizar o balanço de massa e de energia utilizando modelos termodinâmicos rigorosos para as várias operações unitárias contidas nos projetos conceituais das plantas. Esses balanços são especialmente úteis para dimensionamento dos equipamentos e estimativas de consumo de matéria-prima e utilidades.

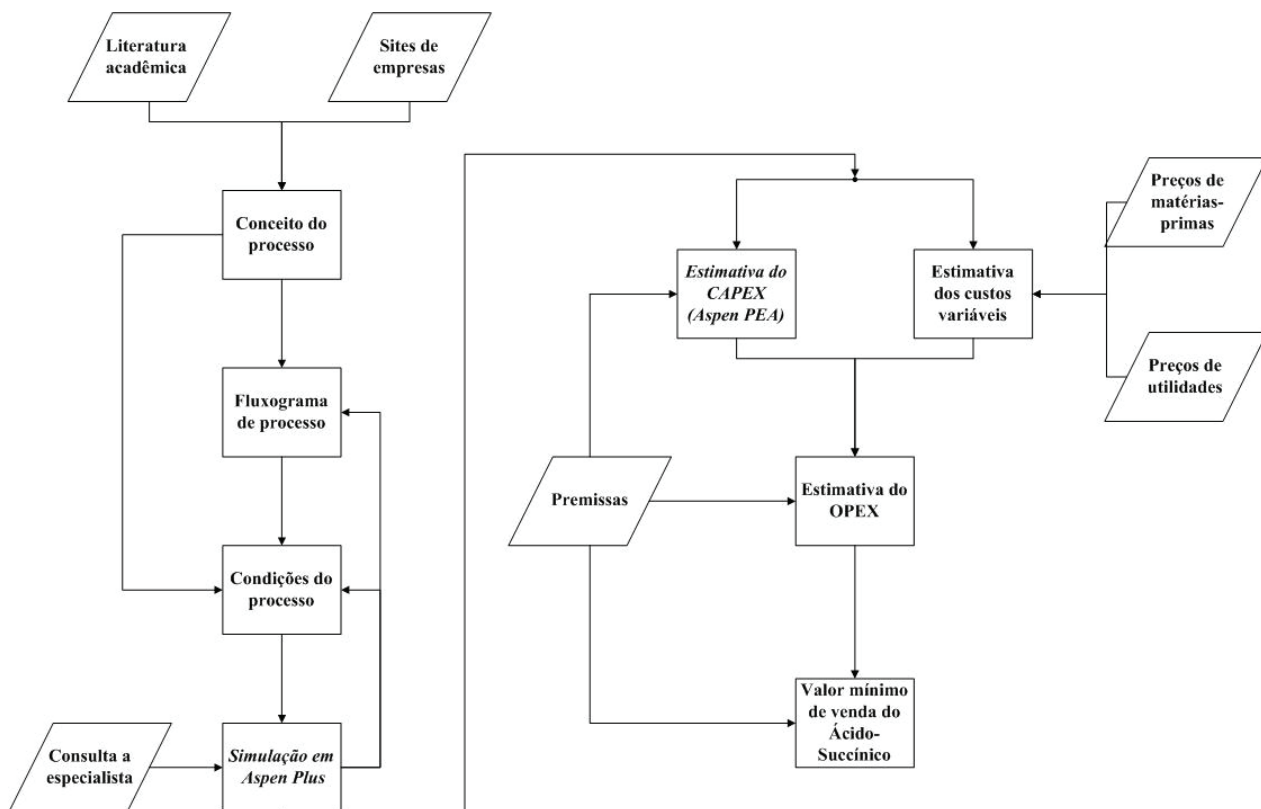


Figura 1. Fluxo de conceito da metodologia aplicada.

A estimativa dos custos de equipamentos necessários à implementação do processo é realizada com auxílio do Aspen Process Economic Analyzer® Versão 10, software também pertencente a Aspen Technology®, cuja base de custos própria é atualizada anualmente. Para estimativa do custo de instalação da unidade de processo, usualmente chamado de CAPEX (Capital Expenditures), o software considera, além dos custos diretos com a aquisição de equipamentos, custos diretos e indiretos associados à montagem da unidade como, por exemplo, mão de obra, tipo de solo, isolamento térmico, cabeamento, entre outros. Especificamente para o processo descrito no presente estudo, a base de custos utilizada foi referente ao primeiro trimestre de 2016 e na América do Norte.

Já os custos operacionais da unidade, usualmente chamados OPEX (Operational Expenditures), são estimados com base nos resultados de balanços de material e de energia, além dos princípios gerais de engenharia econômica⁷. O OPEX é composto por custos variáveis e fixos sendo os primeiros relacionados a consumo de matéria-prima e utilidades e o segundo associado aos custos com mão de obra, manutenção, entre outros. Os créditos conseguidos com a venda dos subprodutos são abatidos dos custos variáveis.

A partir das estimativas de CAPEX e OPEX, é possível obter os custos de obtenção de um determinado intermediário de síntese, ou no caso do ácido succínico, um produto com valor comercial, determinar o valor mínimo de venda desse produto (também conhecido por Product Value – PV) a partir de uma taxa de interesse anual de retorno.

Impende, ainda, ressaltar que a metodologia adotada segue as diretrizes do Sistema de Classificação para Estimativa de Custos (SCEC) da AACE International. A Tabela 1 fornece um resumo das características das cinco classes de estimativas, sendo o nível de maturidade do projeto a principal característica que determina a classe do projeto em estudo. Na Tabela 1, a maturidade é correspondente à porcentagem da definição de escopo, tal que as avaliações realizadas no Instituto SENAI de Inovação em Biossintéticos pertencem, via de regra, a Classe 5 por estarem baseadas em informações disponíveis publicamente. Contudo, a avaliação aplicada para esse estudo em específico atende estimativas de Classe 4.

SIMULAÇÃO DE PROCESSO

O processo estudado foi estabelecido a partir de patentes requeridas e comercialmente adotada pela empresa Myriant^{9,10,11}. A fermentação é realizada por uma bactéria geneticamente modificada, *Escherichia coli*, que é capaz de produzir ácido succínico em condições anaeróbicas. Para esse micro-organismo a produtividade publicada na patente da Myriant¹⁰ e utilizada neste estudo é de 2,1 g/L/h quando empregada microaeração com 99% de CO₂.

O processo simulado apresenta uma produção de 40 kta de ácido succínico. A produção foi estimada com base em 8.000 horas de operação por ano. O modelo termodinâmico escolhido foi o NRTL (Non-Random Two-Liquid). A unidade industrial foi dividida em três áreas: fermentação, recuperação/purificação e geração de utilidades/armazenamento. Um esquema simplificado da unidade de fermentação é apresentado na Figura 2.

O processo consiste na fermentação da glicose pelo micro-organismo selecionado em fermentadores (1) operando em batelada alimentada, com temperatura de 39 °C e pressão de 1 bar. As reações de conversão da glicose em produtos são apresentadas na Tabela 2.

A concentração de ácido succínico, após 36 horas de fermentação, foi de aproximadamente 78 g/L, obtendo-se um rendimento de 85% m/m (ácido succínico/glicose). O pH do meio deve ser mantido em valores por volta de 6,5-6,9 pela adição de NH₄OH. A adição dessa base faz com que os ácidos produzidos no meio (succínico, acético, málico e pirúvico) tornam-se sais de amônio. Para conectar a etapa de fermentação às etapas posteriores de processo contínuo faz-se necessária uma operação defasada no tempo. Esta defasagem causa um descarregamento sequencial dos fermentadores a um vaso pulmão (2), que alimenta de forma contínua as etapas de separação e purificação do ácido succínico. O caldo da fermentação passa pelos processos de microfiltração (3) e ultrafiltração (4) para a retirada total das células envolvidas na fermentação, tal que essa corrente é destinada para unidade de recuperação/purificação. Um esquema simplificado da unidade recuperação/purificação é apresentado na Figura 3.

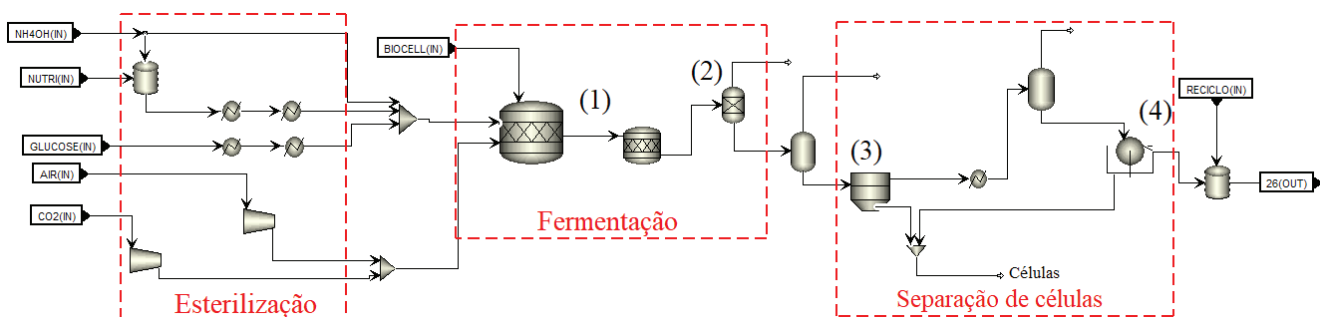


Figura 2. Fluxograma referente à unidade de fermentação.

Tabela 1. Sistema de Transferência e Alteração de Solidez da cor à lavagem – NBR ISO 105 C06 B1M:2010 e Solidez da cor à luz - ISO 105 B02:1994

Classe de estimativa	Característica Principal	Característica Secundária		
	NÍVEL DE MATURIDADE DAS ENTREGAS E DEFINIÇÃO DO PROJETO Expresso como % da definição completa	USO FINAL Finalidade típica da estimativa	METODOLOGIA Método geralmente utilizado para estimativas	FAIXA DE PRECISÃO ESPERADA Intervalos típicos nas faixas mínimas e máximas
Classe 5	0% a 2%	Análise da adequação do conceito	Índices de capacidade, modelos paramétricos, julgamento ou analogia	Mín: -20%/-50% Máx: +30%/+100%
Classe 4	1% a 15%	Estudo da viabilidade	Fatores relativos a equipamentos ou modelos paramétricos	Mín: -15%/-30% Máx: +20/+50%
Classe 3	10% a 40%	Autorização ou controle de orçamento	Custos unitários semi-detalhados com itens de linha lançados em nível de detalhe de conjunto	Mín: -10%/-20% Máx: +10%/+30%
Classe 2	30% a 75%	Controle ou licitação/proposta	Custos unitários detalhados com levantamento detalhado obrigatório	Mín: -5%/-15% Máx: +5%/+20%
Classe 1	65% a 100%	Verificação da estimativa ou licitação/proposta	Custos unitários detalhados com levantamento detalhado	Mín: -3%/-10% Máx: +3%/+15%

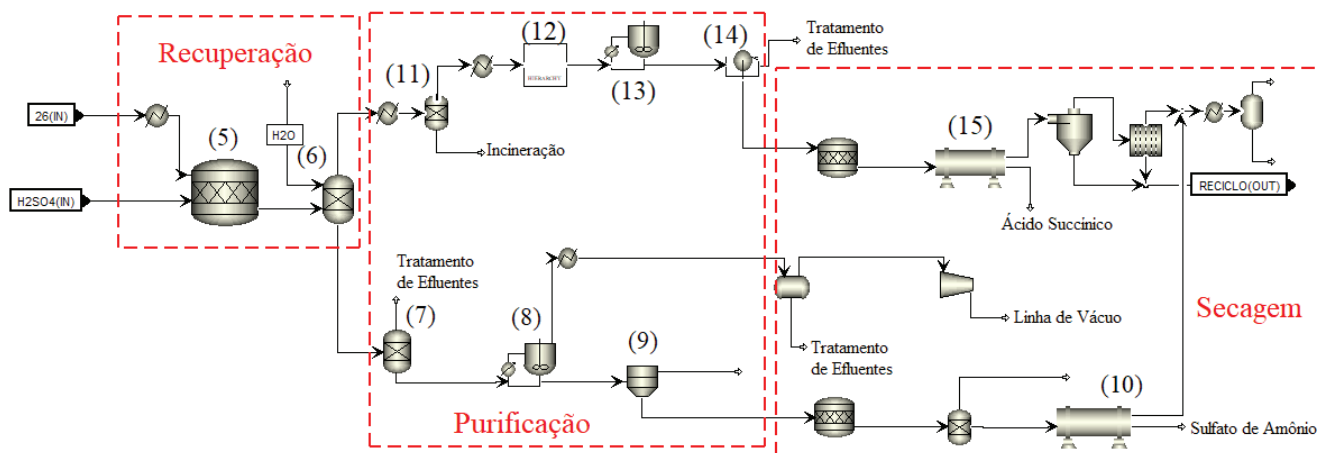


Figura 3. Fluxograma referente à unidade de recuperação/purificação.

Tabela 2. Reações de conversão da glicose em produtos.

Reação	Conversão da Glicose
$3,5 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 3 \text{ CO}_2 \rightarrow 6 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	0,800
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 3 \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2$	0,110
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ CO}_2 \rightarrow 2 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_5$	0,022
$1 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 3 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	0,068

A corrente contendo os sais de amônio é misturada com ácido sulfúrico no reator (5) e a corrente obtida é encaminhada a uma coluna de troca iônica catiônica (6) para recuperação do ácido succínico, e conseqüentemente, dos outros ácidos, com formação de sulfato de amônio como subproduto. A corrente de fundo contendo sulfato de amônio passa por um processo de osmose reversa (7) para atingir uma concentração de 160g/L, seguido de uma etapa de formação de cristais (8) a 95 °C, sendo separados por uma centrífuga (9) e enviados ao secador (10). Os cristais de sulfato de amônio após serem embalados constituem um subproduto vendido como fertilizante (créditos).

Já a corrente contendo os ácidos passa por uma etapa de nanofiltração (11) e segue para ser concentrado no

evaporador de multiestágios (12). Este evaporador remove grande parte da água e dos demais ácidos (mais voláteis) atingindo uma concentração de ácido succínico de 420g/L. O concentrado passa por uma etapa de cristalização (13), em que a maior parte dos subprodutos restantes é removida, pois estes não cristalizam. A corrente é enviada para um filtro rotativo à vácuo (14) e então seca em um secador (15) obtendo-se ácido succínico a ser embalado com pureza superior a 99,5%.

Algumas hipóteses simplificadoras foram utilizadas na simulação, tais como: o hidróxido de amônio foi considerado de maneira dissociada; os sais formados pela neutralização dos ácidos formados foram representados pelos próprios ácidos com fórmula química e peso molecular alterado; não foram utilizados modelos cinéticos para a fermentação, e portanto, as reações foram descritas apenas por sua estequiometria e a conversão foi baseada em trabalhos da literatura; o evaporador multiestágios foi simulado utilizando vasos flash, válvulas e trocadores de calor; a osmose reversa foi representada de como um filtro; e as condições de operação exatas da maioria dos equipamentos não são conhecidas. Dessa forma, foram utilizados valores compatíveis com os valores encontrados em patentes e literaturas que atendessem às especificações do projeto^{10,11}.

AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A estimativa de custo de processo é feita a partir de dois grandes custos, o custo de capital (CAPEX) e dos custos operacionais (OPEX).

O CAPEX relaciona-se diretamente com os custos de construção do parque industrial. Geralmente, é subdividido em limites internos de bateria (Inside Battery Limits- ISBL), limites externos de bateria (Outside Battery Limits - OSBL), contingência de processo (equipamentos não previsto) e contingência do projeto^{7,12}.

O custo de compra de todo o equipamento diretamente necessário para fabricar o produto está incluído no ISBL. Além desses custos, também estão incluídos todos os custos de instalação, incluindo material de instalação, tais como, tubulação, instrumentação, construção de bases e/ou fundação, fiação elétrica, pintura, isolamento, etc. Os custos das estruturas ao redor do equipamento para proteção e/ou facilidade de acesso também estão incluídos. O OSBL é constituído por todos os outros equipamentos necessários para o funcionamento da instalação, tais como caldeira a vapor, torre de desmineralização da água, torres de arrefecimento, unidades de aquecimento, instalações de tratamento de resíduos etc. O armazenamento para matérias-primas e produtos também está incluído nos custos OSBL.

Por fim, a contingência do projeto é incluída para cobrir os custos que possam surgir à medida que o projeto evolui. Contemplam flutuações de preços de materiais e mão-de-obra, especificações incorretas de equipamentos, inflação, problemas causados pelo tempo, atrasos e outros imprevistos que possam surgir. A contingência do projeto depende em grande parte da complexidade da planta e da maturidade da tecnologia, identificada durante a pesquisa inicial. No caso do processo proposto neste estudo, a literatura sugere que sua maturidade se refere a um processo industrial novo, além disso, a tecnologia empregada pode ser tida como típica, devido às condições processuais. Com isso, a contingência do projeto de 25% será empregada para cálculo do CAPEX.

As principais premissas utilizadas para a análise de CAPEX do processo proposto estão resumidas na Tabela

3. Destaca-se que, para a avaliação econômica são contabilizadas três áreas: fermentação (ISBL), recuperação/purificação (ISBL) e geração de utilidades/armazenamento (OSBL). Chama-se a atenção para o fato de que área de armazenamento está categorizada como Grade, pois compreende vasos de grande volume e são tipicamente alocados em áreas abertas, diferente da área de fermentação, recuperação/purificação e da área de utilidades que estão categorizadas como Open. Para todas as áreas, o tipo de solo foi argila e o sistema de controle foi do tipo Sistema de segurança instrumentado (SIS).

A dimensão da área e o espaçamento mínimo entre equipamentos foram baseados na Norma Interna (N-1674) da Petrobras¹². O custo operacional (OPEX) representa os recursos necessários à rotina de operação da planta. Este custo é dividido em três categorias: custo variável, custo fixo e despesas gerais. A composição do OPEX é detalhada na Tabela 4.

ANÁLISE TÉCNICA DO PROCESSO

A demanda de utilidades engloba o consumo de água de resfriamento, eletricidade, gás natural e água desmineralizada. Já a demanda de matérias-primas engloba o consumo de glicose, nutrientes, micro-organismos, NH₄OH e ácido sulfúrico. Neste contexto, o consumo de cada utilidade, matéria-prima e subproduto foram normalizados em função do total de ácido succínico obtido, sendo apresentados na forma de coeficientes técnicos. A Tabela 5 sumariza os indicadores de consumo para as principais matérias-primas, utilidades e do subproduto gerados no processo simulado.

ANÁLISE ECONÔMICA DO PROCESSO

Despesas de capital

Considerando uma planta com capacidade de produção de 40 kta de ácido succínico, operando 8000 horas ao ano, foi possível estimar o CAPEX para as áreas de fermentação (ISBL), recuperação/purificação (ISBL) e geração de utilidades/armazenamento (OSBL), a partir dos valores obtidos no Aspen Process Economic Analyser®. É possível observar na Tabela 6 o detalhamento do CAPEX.

Tabela 3. Reações de conversão da glicose em produtos.

Área	Tipo de área	Comprimento (m)	Largura (m)	Altura (m)
Fermentação	Open	30	30	30
Recuperação/ Purificação	Open	25	25	15
Utilidades	Open	35	35	15
Estocagem	Grade	50	20	-

Tabela 4. Principais fatores que impactam o OPEX.

Fator	Descrição
Custos Variáveis	Fatores que variam com a taxa de produção
Matéria-prima	Custos de insumos químicos necessários ao processo
Utilidade	Custo das utilidades necessárias à operação do processo
Créditos	Venda dos subprodutos do processo que possuem valor de mercado. É abatido do custo variável total.
Custos Fixos	Fatores não afetados pelo nível de produção
Equipe de operação	Custo de mão-de-obra necessária à operação da planta
Equipe de supervisão	Custo de mão-de-obra de supervisão
Equipe de laboratório	Custo de mão-de-obra de laboratórios e rotinas de análise
Equipe de manutenção	Custo de mão-de-obra de manutenção
Almoxarifado	Custo de suprimentos diversos que suportam a operação
Materiais de manutenção	Custos de materiais associados à manutenção
Custos de overhead	Engloba todos os custos associados à operação de instalações auxiliares que suportam o processo de produção. Estes custos incluem folhas de pagamento, serviços de contabilidade, proteção anti-incêndio, serviços médicos etc
Impostos e seguros	Custos associados a impostos de propriedade e seguro de responsabilidade
Depreciação	Custos associados ao decréscimo do valor da unidade física, como prédios, equipamentos etc.
Despesas Gerais	Custos associados a atividades administrativas que não são diretamente relacionadas ao processo de produção.
Administração, distribuição e venda, pesquisa e desenvolvimento	Demais despesas
OPEX	Custos Variáveis + Custos Fixos + Despesas Gerais

Tabela 5. Coeficientes técnicos do processo.

Componente	Coeficientes técnicos
Glicose	1,95 ton/ ton de ácido succínico
Nutrientes	45,36 kg/ ton de ácido succínico
Micro-organismos	14,33 kg/ ton de ácido succínico
NH ₄ OH	0,43 ton/ ton de ácido succínico
Ácido Sulfúrico	1,26 ton/ ton de ácido succínico
Água de resfriamento	785,00 ton/ ton de ácido succínico
Eletricidade	550,60 kWh/ton de ácido succínico
Gás Natural	8388,20 kWh/ton de ácido succínico
Água desmineralizada	0,65 ton/ ton de ácido succínico
Sulfato de amônio	0,86 ton/ ton de ácido succínico

Tabela 6. Detalhamento do CAPEX.

Componente	Milhões de Dólares	% Custo total BR
Unidade de fermentação	72,99	35,95
Unidade de recuperação/purificação	28,43	14,00
OSBL	26,43	13,02
ISBL+OSBL	127,85	62,97
Contingência do Processo (10% da ISBL+ OSBL)	12,78	6,29
Capital total de processo (CTP)	140,63	69,26
Contingência de projeto	35,16	17,32
CAPEX	175,79	86,58
Capital adicional	8,79	4,33
Capital fixo total (USA)	184,58	90,91
Capital fixo total (Brasil)	203,04	100

Vale ressaltar que os valores discriminados na Tabela 6 tanto para as áreas de fermentação e recuperação/purificação quanto para o OSBL contabilizam o total dos custos referentes à aquisição e instalação dos equipamentos cotados em cada uma dessas áreas. Ademais, a contingência de processo é incluída para contabilizar os custos relativos aos equipamentos não previstos e pode ser tido como 10% da soma dos custos de ISBL e OSBL.

Para o Capital Total de Processo obtido, é atribuída à contingência do projeto, no valor de 25%. E por fim,

é atribuído o capital adicional de 5% que pode ser compreendido com um capital de giro, obtendo-se o capital fixo total. Como pode ser observado, o custo de capital fixo total é corrigido para o Brasil utilizando um fator de localização de 1,1 referente ao primeiro trimestre de 2016, sendo este um fator de custo total instantâneo usado para converter um custo de projeto base, de uma localização geográfica para outra¹⁴. Portanto, o capital fixo total estimado para a produção do ácido succínico, no Brasil, é de USD 203,04 milhões. O custo da área de fermentação

é responsável por 35,95% do valor do capital fixo total, o que é atribuído à baixa produtividade do micro-organismo, requerendo fermentadores com grandes volumes.

É importante ressaltar que os dois grupos de equipamentos que têm maior impacto no custo do ISBL são respectivamente: os reatores, que correspondem a 55,5% e os vasos, tanques e silos que juntamente correspondem a 15,4%. A distribuição dos custos relativos ao ISBL da por grupo de equipamentos é apresentada na Figura 4.

Assim como realizado para o ISBL é demonstrado, na Figura 5, a distribuição dos custos relativos ao OSBL por grupo de equipamentos. Vale destacar que a unidade de tratamento de água, corresponde a 52,1% do OSBL, tendo maior impacto nos custos de equipamentos referentes ao OSBL, seguido dos tanques e estocagem que correspondem a 25,7%.

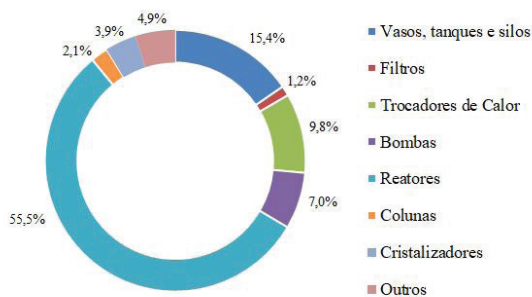


Figura 4. Distribuição do ISBL.

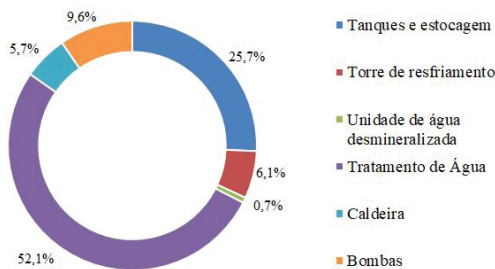


Figura 5. Distribuição do OSBL.

O resultado de USD 175,79 milhões, referente ao CAPEX, obtido neste estudo por meio da metodologia aplicada, quando comparado com o CAPEX de USD 141,5 milhões divulgado pela BioAmber¹⁵ para sua planta de 30 kta, em Sárnia (Ontário, Canadá), apresenta um erro relativo percentual (realizando uma correção para a diferença de capacidades) de 2,82%. Essa disparidade pode estar relacionada às diferenças tecnológicas, uma vez que o processo estudado foi estabelecido a partir de patentes requeridas e comercialmente adotada pela empresa Myriant. Como já mencionado a Myriant emprega a bactéria *Escherichia coli* em sua produção, sendo que esta não é tolerante a pH baixo acarretando em diferenças processuais nas etapas de recuperação/purificação, quando comparado com o processo empregado pela empresa BioAmber que utiliza a levedura *Issatchenkia orientalis* que é tolerante a pH baixo e a alta concentração de ácidos orgânicos. Entretanto, as estimativas forneceram alto grau de precisão, pois para um projeto conceitual, a AACE International^{16,17} estima um erro no CAPEX de -20% a +30% no caso menos conservador e entre -50% a +100% no caso mais conservador.

DESPESAS OPERACIONAIS

O custo operacional (OPEX) representa os recursos necessários à rotina de operação da planta, considerando, por exemplo, o consumo de matéria-prima, venda de produto e funções corporativas e operacionais. Este custo é dividido em três categorias: custo variável, custo fixo e despesas gerais. A composição do OPEX é detalhada na Tabela 7.

Portanto, o OPEX estimado para a produção do ácido succínico é de USD 86,1 milhões ao ano. Dos quais 54,4% é referente ao custo variável, 42,7% é referente ao custo fixo e 2,9% referente a despesas gerais totais. O custo variável é fortemente influenciado por dois componentes: custos de matéria-prima e os créditos. Os custos de matéria-prima totalizam USD 44,3 milhões ao ano, enquanto que os créditos totalizam USD 7,27 milhões ao ano. Já o custo de utilidade totaliza USD 9,24 milhões ao ano. O saldo entre os componentes resulta em custo variável total de USD 46,89 milhões ao ano.

Tabela 7. Detalhamento do OPEX.

Fator	Quantidade		Preço		Milhões de dólares/ ano
Custos Variáveis					
Matéria-prima					
Glucose	9,73	ton/h	485,00	USD/ton	37,75
Nutrientes	226,80	kg/h	0,01	USD/kg	0,02
Células	71,67	kg/h	0,01	USD/kg	0,01
Amônia	2,17	ton/h	220,00	USD/ton	3,82
Ácido sulfúrico	6,31	ton/h	66,00	USD/ton	3,33
<i>Custos de matéria-prima total</i>					44,93
Utilidade					
Água de resfriamento	3.925,00	ton/h	0,10	USD/ton	3,14
Eletricidade	2.753,00	kW	0,12	USD/kWh	2,64
Gás Natural	41.941,00	kW	0,01	USD/kWh	3,36
Água desmineralizada	3,24	ton/h	3,96	USD/ton	0,10
<i>Custos de utilidades total</i>					9,24
Créditos					
Sulfato de amônio	4,29	Ton/h	212,00	USD/ton	7,27
<i>Crédito total</i>					-7,27
Custo variável total					46,89
Custos Fixos					
Mão de obra					
Operador	9	5 turnos	44.3141,81	ano	1,99
Supervisor	2	5 turnos	53.178,46	ano	0,53
Equipe de laboratório	20% da equipe de operação e supervisão				0,51
Manutenção	2% do CAPEX				3,51
<i>Custo de mão de obra total</i>					6,55
Custos de materiais					
Almoxarifado	10% da equipe de manutenção				0,35
Materiais de manutenção	2% do CAPEX				3,52
<i>Custo de material total</i>					3,87
Custos Adicionais					
Custos de overhead	80% do custo de pessoal				5,24
Impostos e seguros	2% do CAPEX				3,52
Depreciação	10% do CAPEX				17,58
<i>Custo adicional total</i>					26,33
Custo fixo total					36,75
Despesas Gerais					
Administração, distribuição, venda e PD&I	2% dos (custos variáveis+ custos de pessoal + custo de material+ custo fixo adicional)				2,51
OPEX TOTAL					86,1

PREÇO MÍNIMO DE VENDA

Como o processo examinado se destina a produzir um produto químico de interesse, é necessário o desenvolvimento de uma análise mais consistente, abrangendo todos os custos acima referidos e com o objetivo de estimar o valor desse produto alvo gerado. Neste contexto, todos os custos estimados são combinados em um único item. O critério de avaliação econômica utilizado foi o preço mínimo de venda do ácido succínico, que é composto por: custos variáveis; custos fixos; despesas gerais e retorno do investimento. O retorno do investimento (ROI) pode ser obtido pela expressão a seguir:

$$ROI = VP(1 + t)^{NP} \frac{t}{(1 + t)^{NP} - 1} \quad (1)$$

tal que a t é a taxa de interesse anual de retorno, NP é o período de tempo em anos, e VP é obtido por meio da divisão do custo total de capital pela capacidade da planta. O retorno de investimento foi calculado considerando uma produção de 40 kta, uma taxa de interesse de 15% ao ano em um período de 20 anos e um custo total de capital de 184,58 milhões de dólares. Dessa forma, foi realizada a avaliação do valor mínimo de venda do ácido succínico por meio da avaliação técnico-econômica do processo de produção. Nessas condições, obtemos um produto que deverá ter um valor comercial de 2891 dólares por tonelada, tal que o retorno de investimento esperado foi de 737 dólares por tonelada. A composição das parcelas que levaram ao preço mínimo de venda para o ácido succínico é demonstrada na Figura 6.

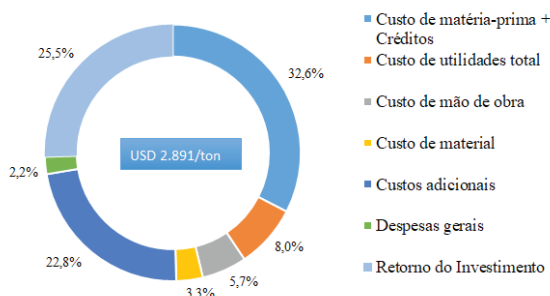


Figura 6. Estimativa do valor mínimo de venda do ácido succínico.

O valor calculado para esta tecnologia é competitivo em relação ao preço do produto no mercado¹⁷, que está entre 2500 USD/ton e 3000 USD/ton. O retorno de investimento, somado aos custos fixos e outras despesas, respondem por cerca de 60% do preço de venda. Isso se deve principalmente ao alto custo de CAPEX frente à capacidade nominal.

Conclusões

O ácido succínico tem sido apontado como um intermediário químico renovável de grande potencial, porém estudos sistemáticos envolvendo avaliações técnico-econômicas de sua produção via processos fermentativos ainda são escassos na literatura. Diante disso, neste trabalho, apresenta-se uma metodologia para a estimativa do custo de capital e operacional de um processo de produção de ácido succínico via fermentação anaeróbica. A partir destes custos, foi possível estimar um preço mínimo de venda, considerando uma taxa de interesse anual de retorno de investimento de 15% em 20 anos. Os resultados evidenciaram que o preço de venda estimado para o ácido succínico produzido a partir da rota renovável simulada pode ser competitivo, quando comparado ao preço de mercado atual. Além disso, a metodologia proposta possibilita quantificar o impacto de melhorias, podendo auxiliar na tomada de decisões em um estágio inicial de projeto.

Referências

1. Kokossis, A.C.; Yang, A. On the use of systems technologies and a systematic approach for the synthesis and the design of future biorefineries. *Computers and Chemical Engineering*, **2010**, *34*, 1397–1405.
2. IHS, Succinic Acid from Maleic Anhydride, PEP Review, 2007. Disponível em: <<https://ihsmarkit.com/products/chemical-technology-pep-reviews-succinic-acid-2007.html>>, acessada em julho 2018.
3. Andersson, C. Biobased Production of Succinic Acid by *Escherichia coli* Fermentation, Division of Chemical Engineering, Luleå University of Technology, **2009**.
4. Werpy, T.; Petersen, G.; Aden, A.; Bozell, J.; Holladay, J.; White, J.; Manheim, A. Top Value Added - Volume I: Results of Screening

for Potential Candidates. Washington: National Renewable Energy Laboratory (NREL), **2004**.

5. Clark, S., Market Research Report: Bio Succinic Acid Market by Application, 2014. Disponível em: <<https://www.alliedmarketresearch.com/bio-succinic-acid-market>>, acessada em julho **2018**.
6. Santana, G. C. D. S. Simulação e análise de custos na produção de biodiesel a partir de óleos vegetais, Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, Brasil, **2008**.
7. Turton, R. et al. Analysis, Synthesis, and Desing of Chemical Processes. New Jersey: Pearson Educacion, Inc., **2012**.
8. AACE International. COST ESTIMATE CLASSIFICATION SYSTEM. **2016**.
9. University of Florida, Materials and methods for efficient succinate and malate production, WO 2008/115958, **2008**.
10. Myriant, Improved fermentation process for the production of organic acids. WO 2012/018699, **2012**.
11. Myriant, Purification of succinic acid from the fermentation broth containing ammonium succinate, WO 2011/082378, **2011**.
12. Petrobras. N-1674: Projeto de Arranjo de Instalações Industriais Terrestres de Petróleo, Derivados, Gás Natural e Álcool. CONTEC. [S.l.], **2008**.
13. Towler, G.; Sinnott, R. Chemical Engineering Desing: Principles, Practice and Economic of Plant and Process Desing. Elsevier, Inc., **2008**.Intratec.
14. Plant Location Factors. Disponível em: <<https://www.intratec.us/indexes-and-pricing-data/plant-location-decision>>. Acesso em: 28 de março de **2018**.
15. BioAmber. BioAmber Sarnia Plant Opening – Media Release. **2015**.
16. Intratec. Utilities Cost Data, 28 março 2018. Disponível em: <<https://www.intratec.us/indexes-and-pricing-data/utilities-cost-data-store>>, acessada em março **2018**.
17. Morales M., Ataman M., Badr S., Linster S., Kourlimpinis I., Papadokonstantakis S., Hatzimanikatis V., Hungerbühler K., Sustainability assessment of succinic acid production technologies from biomass using metabolic engineering, *Enrg. & Env. Sci* **2016**, 9, 2669-2926.

Brenda M. Monteiro^{1,2*}, Ariel B. Berti^{1,2}, Jeiveison G. S. S. Maia^{1,3} & João B.V. Bastos^{1,2}

¹Instituto SENAI de Inovação em Biossintéticos, Rio de Janeiro, Brasil

²Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), Rio de Janeiro, Brasil

³Programa de Engenharia Química /COPPE – Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), Rio de Janeiro, Brasil

*E-mail: brenda.moore.monteiro@gmail.com