



***ASPECTOS CONCEITUAIS RELATIVOS À PELOTIZAÇÃO DE  
MINÉRIOS DE FERRO***

José Murilo Mourão

*Todos os direitos reservados ao autor. Registrado na Fundação Biblioteca Nacional, com registro no. 727.082, livro 1.407, folha 218, em 17/03/2017.*

*É expressamente proibida a comercialização deste livro, sob qualquer forma, sem a anuência por escrito do autor. É permitida a reprodução nas formas impressa e eletrônica.*

*Dedico este livro à minha esposa Mirna e ao meu filho Renato, que tanto me incentivaram a escrevê-lo. Também, dedico-o aos Técnicos de Grau Médio, com os quais trabalhei e muito aprendi, durante os mais de 30 anos de vida profissional na Vale SA.*



*Externo o meu agradecimento a todos que, direta ou indiretamente, contribuíram para a elaboração deste livro. Em especial, aos colegas de trabalho, enquanto equipe de Engenharia, na Vale SA.*



O Autor:

José Murilo Mourão nasceu em Divinópolis, MG, Brasil, no ano de 1953. Iniciou seus estudos nessa cidade, em 1961, na instituição de ensino primário denominada por Grupo Escolar Miguel Couto. Após conclusão da etapa fundamental, em 1964, migrou-se para o Ginásio São Geraldo, onde, por quatro anos, cursou a fase secundária de sua formação educacional. Em 1969, mudou-se para Ouro Preto, MG, ingressando-se na Escola Técnica Federal e formando-se em Metalurgia, no ano de 1971. Daí, a partir de 1972, iniciou seus estudos de engenharia Metalúrgica, na Escola de Minas de Ouro Preto, graduando-se no ano de 1976.

Enquanto universitário em Ouro Preto, no período de 1974 a 1976, atuou como professor das disciplinas de física, tratamento de minérios e desenho técnico na Escola Técnica Federal.

Ao final de 1976, iniciou sua vida profissional na Cia. Vale do Rio Doce S.A., atual Vale S.A., na Divisão de Pelotização de Minérios de Ferro, em Vitória ES. Aí, por mais de 30 anos, desempenhou diversas funções nas áreas de produção, qualidade, planejamento, P&D, tecnologia e gestão de negócios. Participou, ativamente, da implantação e desenvolvimento do complexo de pelotização dessa empresa. Fez muitas viagens ao exterior e contatos permanentes com os clientes, visando ao desenvolvimento de produtos aglomerados de minério de ferro, para a produção de ferro primário em altos-fornos e reatores de redução direta.

Em programas de educação continuada, fez muitos cursos técnicos e de gestão de negócios, em universidades e instituições de ensino, no Brasil e no exterior.

Participou de muitos congressos e seminários, nacionais e internacionais, tendo escrito e publicado mais de 50 trabalhos técnicos, relacionados às tecnologias de pelotização e de produção de ferro primário. Nesse particular, é membro ativo da Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais (ABM), tendo colaborado para a instituição dos simpósios anuais de aglomeração de minério de ferro.

Atualmente, tem colaborado com projetos de desenvolvimento da ABM, e atuado como consultor independente no campo mínero-siderúrgico, realizando estudos para instituições públicas e privadas.



## ÍNDICE

ITEM	PÁGINA
1 - Introdução	11
2 - Breve descrição dos processos de pelletização	13
3 - A pelletização e a siderurgia	19
4 - Matérias primas para a pelletização de minérios de ferro	23
5 - Aspectos químicos da composição das pelotas de minério de ferro	29
6 - Balanço de massas na pelletização de minérios de ferro	37
7 - Considerações sobre o consumo de energia térmica na pelletização	55
8 - Aspectos relativos ao consumo de energia elétrica na pelletização	75
9 - Aspectos relativos ao consumo de água na pelletização	79
10 - Superfície específica dos materiais para a pelletização	83
11 - Aspectos relativos à densidade e à porosidade das pelotas	97
12 - Gases envolvidos na secagem e queima das pelotas	113
13 - Fatores de produtividade na pelletização	119
14 - Aspectos operacionais da grelha de um forno de pelletização	129
15 - Aspectos relativos às operações a úmido com minério de ferro	141
16 - Aspectos relativos ao inchamento e à desintegração das pelotas queimadas	179
17 - Redutibilidade de minério de ferro e aglomerados	183
18 - Pelotas para redução direta e metalização	193
19 - Alguns aspectos relacionados ao uso das pelotas de minério de ferro nas cargas dos reatores de redução	199
20 - Referências bibliográficas	201
21 - Anexo I – Uso de pelotas em mini-altos fornos a carvão vegetal	205
22 - Anexo II – Vantagens no uso de pelotas em altos-fornos a coque	227



## INTRODUÇÃO

A história da pelletização de minérios de ferro teve início em 1911, na Suécia, com A.G. Andersson, o qual inventou esse processo de aglomeração. Industrialmente, a pelletização desenvolveu-se a partir dos anos de 1950, nos Estados Unidos da América (EUA). <sup>(1)</sup> Muitos processos foram estudados e testados. Com o passar do tempo, alguns se tornaram obsoletos, caindo em desuso. Nos dias atuais, destacam-se dois deles, os denominados por Traveling Grate (TG) e Grate-Kiln (GK), este último também conhecido por Rotary-Kiln (RK).

De lá para cá, a indústria de pelletização expandiu-se mundo afora e o crescimento da produção de pelotas tem-se acelerado nos últimos tempos, especialmente na China (figura 1). <sup>(2)</sup> Essa evolução é devida, em grande parte, à exaustão das reservas de minério de ferro de alto teor, o que torna os processos de preparação de cargas ferrosas para a siderurgia mais complexos e caros.

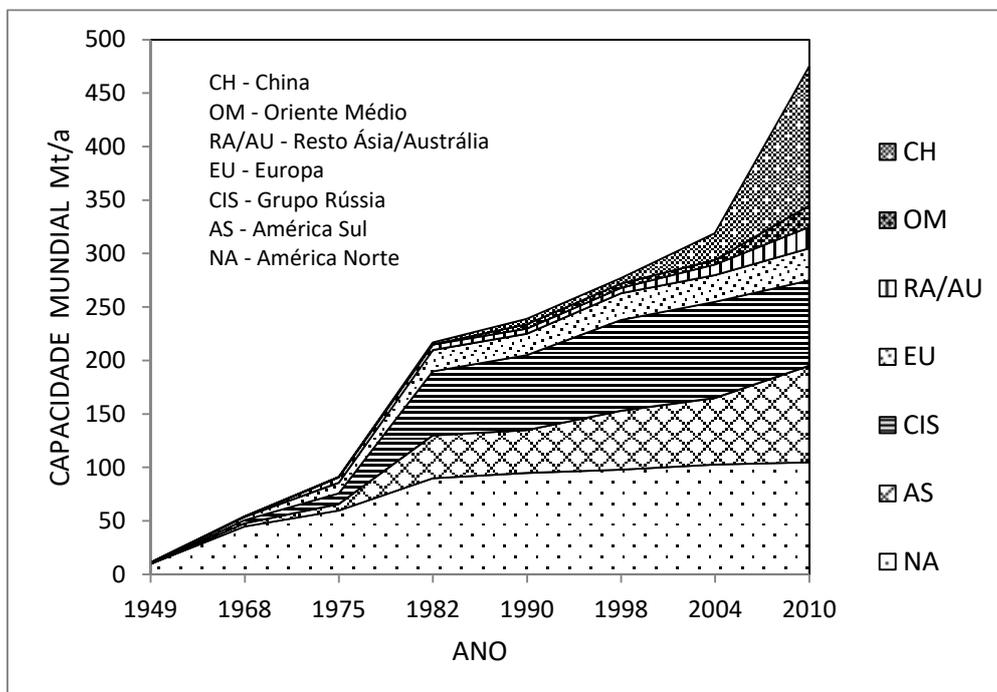


Figura 1 – Evolução da capacidade mundial de produção de pelotas. <sup>(2)</sup>

Os minérios pobres têm de ser moídos e concentrados, gerando quantidades expressivas de finos abaixo de 0,15 mm, próprios para a pelotização. No Brasil, essa atividade é bem desenvolvida, prevalecendo o uso da tecnologia Traveling Grate.

O processo de pelotização foi desenvolvido para o aproveitamento desses minérios concentrados, ultrafinos, impróprios para o uso direto nos fornos siderúrgicos de produção de ferro primário, tais como: alto-forno, reator de redução direta, Corex, etc.

A pelotização consiste na aglomeração desses finos, transformando-os em esferas de diâmetro médio da ordem de 12 mm, com propriedades químicas, físicas e metalúrgicas adequadas para uso na Siderurgia.

Este livro não tem como objetivo tratar dessa tecnologia de aglomeração de minério de ferro nos seus aspectos mais amplos, já bastante difundidos na literatura. Aborda temas conceituais mais simples, que ainda não foram objeto de maiores considerações, ou que se encontram dispersos em tratados sobre o tema, sem a clareza devida.

Durante os mais de 30 anos de trabalho nessa atividade, era perceptível a dificuldade que tinham os *Técnicos de Grau Médio* e os *iniciantes Engenheiros* em entender os conceitos aqui considerados, visando ao desenvolvimento de suas atividades em operação e controle de plantas de pelotização. O treinamento era dificultado, também, devido ao fato de que a grande maioria dos trabalhos publicados encontrava-se em diferentes idiomas estrangeiros.

Espera-se que esta contribuição possa vir a cobrir uma lacuna existente nessa área, e facilitar a educação continuada e o desenvolvimento daqueles que militam na arte da Pelotização de Minérios de Ferro.

### BREVE DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS DE PELOTIZAÇÃO <sup>(3)</sup>

Atualmente, duas tecnologias dominam o mercado produtor de pelotas, respondendo por mais de 95% da produção mundial: Traveling Grate (TG) e Rotary-Kiln (RK). O antigo e obsoleto processo, denominado Shaft Furnace (SF), de baixa capacidade, possui ainda alguns fornos em operação, principalmente na China. No entanto, paulatinamente, tendem a desaparecer, tendo-se em vista os custos operacionais mais elevados. Os fornos TG caminham para a capacidade de 10 Mt/a, enquanto os do tipo RK avançam para atingir 6 Mt/a. A capacidade limite do SF é de apenas 0,5 Mt/a.

O processo TG é indicado para processar qualquer tipo de minério de ferro. O RK é mais apropriado para minérios magnetíticos ou misturas destes com os hematíticos, embora haja plantas desse processo operando com 100% de hematita. Independentemente da tecnologia de pelletização considerada, três são os estágios de tratamento do minério de ferro, visando à produção de pelotas, conforme mostra a figura 2.1.

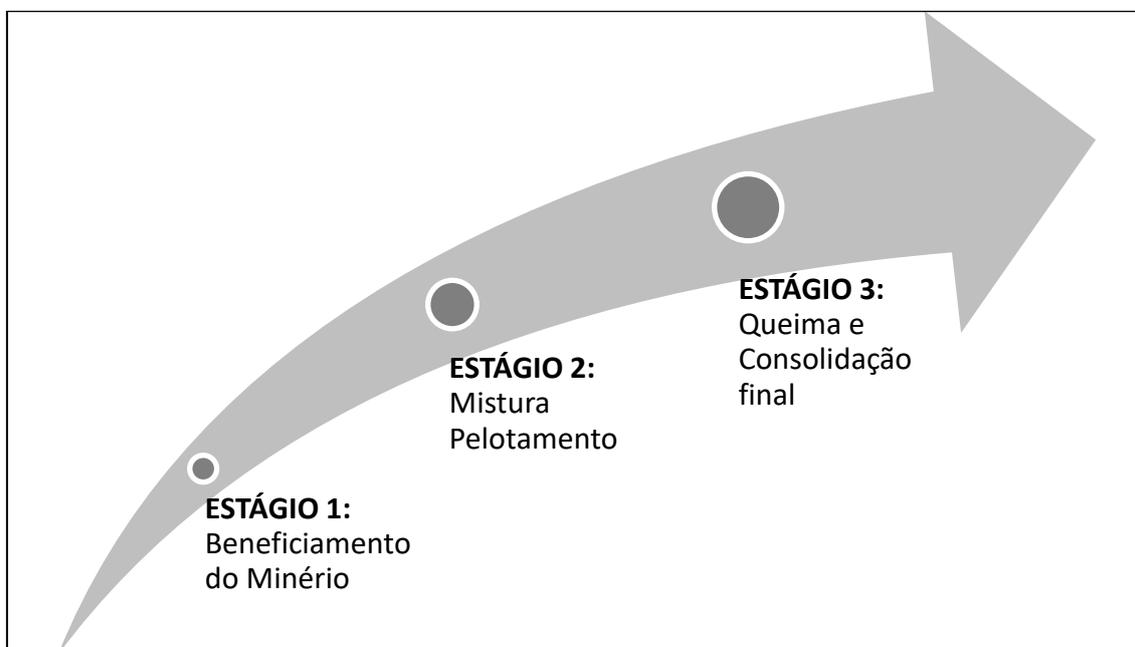


Figura 2.1 – Estágios de processamento comuns às tecnologias de pelletização. <sup>(3)</sup>

## 2.1 – ESTÁGIO 1 – Beneficiamento ou preparação do Minério de Ferro.

O beneficiamento ou tratamento do minério de ferro, pellet feed, é necessário para se atingir a finura necessária à formação das pelotas cruas, no estágio seguinte, conforme mostra o fluxograma da figura 2.2, o qual conta com os três estágios mencionados: moagem a úmido, pelotamento com discos e forno de queima, de acordo com a tecnologia Traveling Grate. <sup>(4)</sup> Essa finura depende das características do minério.

Em geral, superfície específica na faixa de 1.700 a 2.200 cm<sup>2</sup>/g e granulometria abaixo de 0,074 mm são necessárias para a formação das pelotas cruas, nos discos de pelotamento. Para que essas condições sejam atingidas, o minério é submetido ao processamento de moagem. Normalmente, o pellet feed concentrado não atinge essas especificações. Moagem a seco ou a úmido, em moinhos de bolas, pode ser utilizada para a cominuição, dependendo do tipo de minério e das condições existentes no local da planta de pelotização. A moagem é uma operação muito dispendiosa, tanto em energia, quanto em outros insumos (bolas, revestimentos, etc).

Os custos de capital e operacional da moagem são muito relevantes num circuito de pelotização. Quando a moagem é realizada por via úmida, a operação de filtragem é incluída neste estágio 1, de forma a se obter uma polpa retida (filter cake) com umidade na faixa de 8 a 10%, necessária ao pelotamento. Se for executada via seca, um complexo sistema de secagem e classificação do minério é considerado. Nesse caso, o consumo de energia térmica para secar o minério é alto e impacta, significativamente, o custo operacional. Seca-se o minério para, em seguida, no estágio 2, adicionar-se 8 a 10% de água, de forma a conferir-lhe o teor de umidade adequado ao pelotamento. Porém, o tipo de moagem utilizado depende de vários fatores, inclusive do tipo de minério, sendo função de estudo de viabilidade técnico-econômica. Há plantas de pelotização que não têm no seu circuito ou fluxograma o estágio 1. Nesse caso, essas unidades recebem o minério já previamente moído e com finura adequada ao pelotamento.

## 2.2 - ESTÁGIO 2 – Mistura e Pelotamento.

Obtido o minério fino, através da moagem e filtragem, como no presente caso da figura 2.2, faz-se a dosagem de aglomerante, fundentes e, eventualmente, combustível sólido, de forma a se produzir a pelota queimada especificada. Os fundentes são importantes para ajustar a basicidade das pelotas, conferindo-lhes propriedades químicas, físicas e metalúrgicas, adequadas para o uso nos reatores de redução siderúrgicos. Preferencialmente, os aditivos devem ser beneficiados separadamente, e dosados ao minério à entrada do misturador. Porém, cada planta o faz à sua maneira, de acordo com as condições locais e a disponibilidade de matérias primas. Em certas plantas, os fundentes são dosados à pilha de minério de ferro e moídos conjuntamente.

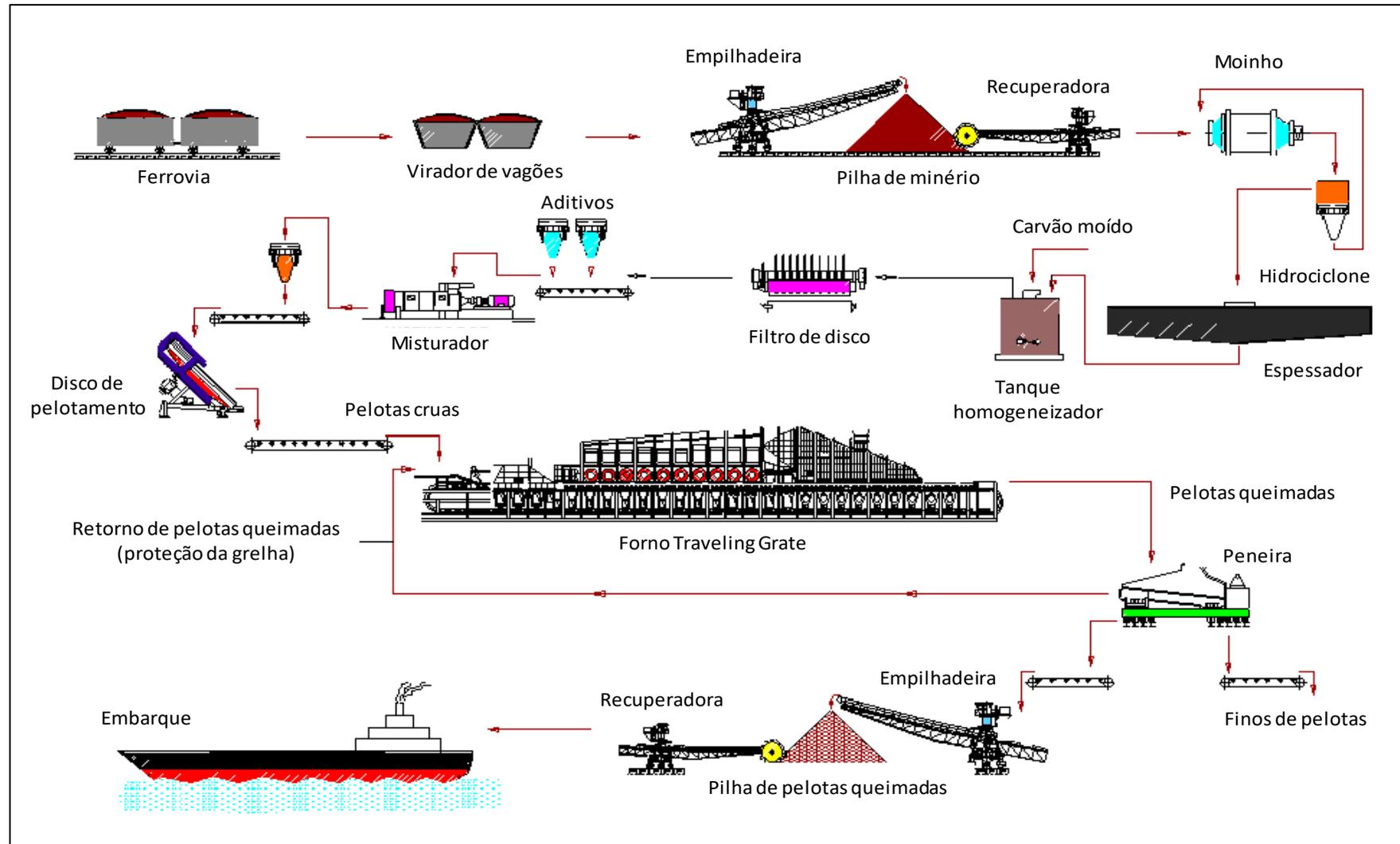


Figura 2.2 – Fluxograma típico de planta de pelotização com moagem a úmido, discos de pelotização e forno Traveling Gate. <sup>(1,4)</sup>

Após a filtragem e adição dos aditivos, se necessário, ajusta-se o teor de umidade da mistura a ser pelotizada. Os materiais são alimentados num misturador e, após, seguem para o pelotamento. Podem ser utilizados discos ou tambores para a produção das pelotas cruas (green pellets). Os discos de pelotização são mais utilizados, em vista de sua maior simplicidade. O tamanho das pelotas cruas pode ser ajustado, através das variáveis de controle nessa operação, tais como: taxa de produção, inclinação, velocidade do disco, dentre outras. Antes de entrarem no forno, as pelotas cruas são peneiradas, sendo retirados os finos e os grossos, os quais são recirculados no processo.

### 2.3 – ESTÁGIO 3 – Queima e Consolidação Final.

Este é o estágio principal de qualquer processo de pelotização, e o de maiores custos de capital e operacional. Na verdade, quando se fala em tecnologia de pelotização, correntemente, está se referindo a este estágio 3, já que os dois outros envolvem operações comuns a qualquer uma das tecnologias existentes. Os fornos Traveling Grate (TG) e Rotary-Kiln (RK) são utilizados para a queima ou processamento térmico das pelotas cruas, obtidas no pelotamento. Para conferir às pelotas resistência e propriedades metalúrgicas adequadas, as pelotas cruas são submetidas a altas temperaturas (1250 a 1350 oC), dentro dos fornos, durante um tempo conveniente e estritamente controlado. Esses fornos têm diferentes zonas, nas quais se dão a secagem, o preaquecimento, a queima propriamente dita e o resfriamento do produto. Os fluxos ascendentes e ou descendentes, temperatura e pressão de gases, em cada zona do forno, são controlados, em função do tipo de pelota produzida. A recirculação dos gases quentes das zonas de resfriamento permite recuperar parte do calor, melhorando o rendimento térmico dos fornos.

A tecnologia TG consiste em um forno tubular onde, internamente, há uma grelha móvel e retilínea, como mostrado na figura 2.3. Todas as etapas de queima são realizadas nesse único equipamento, não havendo nenhum movimento relativo das pelotas entre si ou com a grelha. Os fornos TG têm se mostrado eficientes para tratar qualquer tipo de minério de ferro ou misturas de diferentes tipos.

Por sua vez, a tecnologia RK possui três reatores conectados em série: uma grelha móvel, um reator cilíndrico inclinado e rotativo e um resfriador no formato circular. Muitas plantas desses dois processos foram construídas, em diferentes locais do mundo. No entanto, a experiência tem mostrado que os fornos tipo RK apresentam algumas limitações, para tratar minérios hematíticos e aqueles hidratados (limoníticos e ou ghoetíticos). A limitação principal é que, após as etapas de secagem e preaquecimento das pelotas cruas na grelha móvel, o material, ainda pouco resistente, tem de ser transferido para o reator rotativo. Nessa transferência, são gerados finos, o que diminui a eficiência do processo. Além disso, outros finos ocorrem, devido ao movimento das pelotas no interior reator rotativo, e à queda na transferência para o

resfriador. Por outro lado, as pelotas cruas de minério magnético têm um comportamento bem diferente nessas zonas iniciais do forno RK, principalmente no preaquecimento. Aí, ocorre a oxidação dos cristais de magnetita e a recristalização em hematita, quando há a formação de pontes de ligação entre os grãos, o que confere resistência ao aglomerado. Essa resistência, adquirida pelas pelotas magnéticas, é suficiente para suportar as operações seguintes nos dois reatores do processo RK.

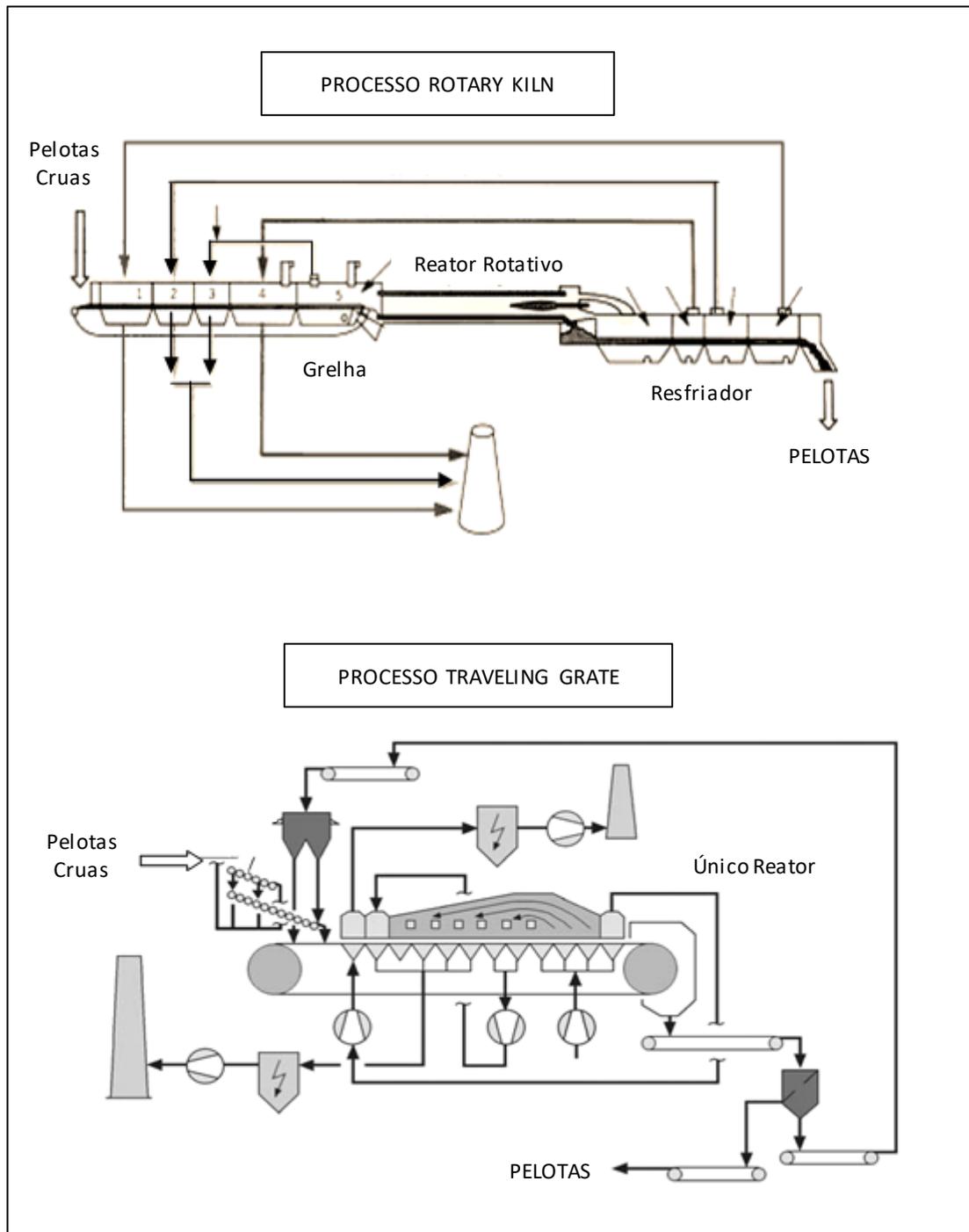


Figura 2.3 – Diagramas básicos dos processos Traveling Gate e Rotary-Kiln. <sup>(3)</sup>

Experiências mais recentes de uso de minério hematítico no processo RK têm mostrado que é necessário elevar, significativamente, a temperatura dos gases na zona de preaquecimento, para compensar a baixa resistência adquirida pelas pelotas hematíticas nessa região da grelha. Isso implica, normalmente, em menor rendimento térmico do processo RK, no tratamento de pelotas de minério hematítico.

De qualquer forma, o que vai definir a utilização de uma ou outra tecnologia é o estudo de viabilidade técnico-econômica do projeto a utilizar um determinado tipo de minério. Este deve ser testado a níveis de bancada e planta piloto, ressaltando-se a dificuldade de simulação das transferências entre os três reatores do processo RK, e os problemas de dimensionamento dos reatores industriais (scale up).

Normalmente, à saída do forno, as pelotas queimadas são peneiradas e os finos abaixo de 5 mm eliminados.

### A PELOTIZAÇÃO E A SIDERURGIA <sup>(5)</sup>

A mineração de ferro vem experimentando uma expansão vertiginosa nos últimos anos, fruto da grande escalada de produção e consumo de aço nos países asiáticos, em especial, na China. O crescimento acelerado da riqueza nessa região, expressa pelo produto interno bruto, leva ao maior consumo de aço, em vista de grandes investimentos governamentais em infraestrutura, desenvolvimento da indústria de bens de capital, consumo de bens duráveis, etc.

O minério de ferro é a matéria prima básica da siderurgia, respondendo pelas unidades metálicas (Fe) de alimentação dos reatores de redução, como o alto-forno e os módulos de redução direta. Processado nessas instalações, o minério dá origem ao ferro primário, gusa ou DRI/HBI, que, tratado nas aciarias, converte-se em aço. É importante ressaltar que a sucata de ferro e aço tem, também, um importante papel na siderurgia, haja vista a sua utilização como carga direta dos fornos elétricos a arco. No entanto, tem um peso muito menor que o minério de ferro, respondendo por algo como 25 a 30% do suprimento de unidades de ferro à siderurgia.

Através da figura 3.1, pode-se visualizar a interdependência da mineração de ferro e, em especial da pelotização, com a siderurgia. Nas operações de lavra, faz-se a exploração do minério da jazida, encaminhando-se o produto bruto, run of mine, para o tratamento ou beneficiamento. Aí, o material é submetido a uma série de operações de fragmentação, classificação por tamanhos, concentração, desaguamento etc, visando adequá-lo química, física e metalurgicamente, para atendimento das exigências dos processos siderúrgicos subsequentes. Um ponto muito importante para caracterizar os produtos minerais que saem da usina de tratamento é o estado de tamanho das partículas minerais, ou a distribuição granulométrica. Durante a lavra, cominuição e manuseio, muitos finos são gerados, os quais são inadequados ao uso direto nos reatores de redução. Para tal, torna-se necessário aglomerá-los, através dos processos de sinterização ou pelotização. Genericamente, poderiam ser nominados os seguintes produtos minerais de ferro, em função do tamanho:

<u>Produto</u>	<u>Faixa de Tamanho</u>	<u>Aplicação Básica</u>
Lump ou Granulado	6,3 a 31,7 mm	Alto-forno e Redução Direta
Sinter Feed	0,15 a 6,3 mm	Aglomeração via Sinterização
Pellet Feed	< 0,15 mm	Aglomeração via Pelotização

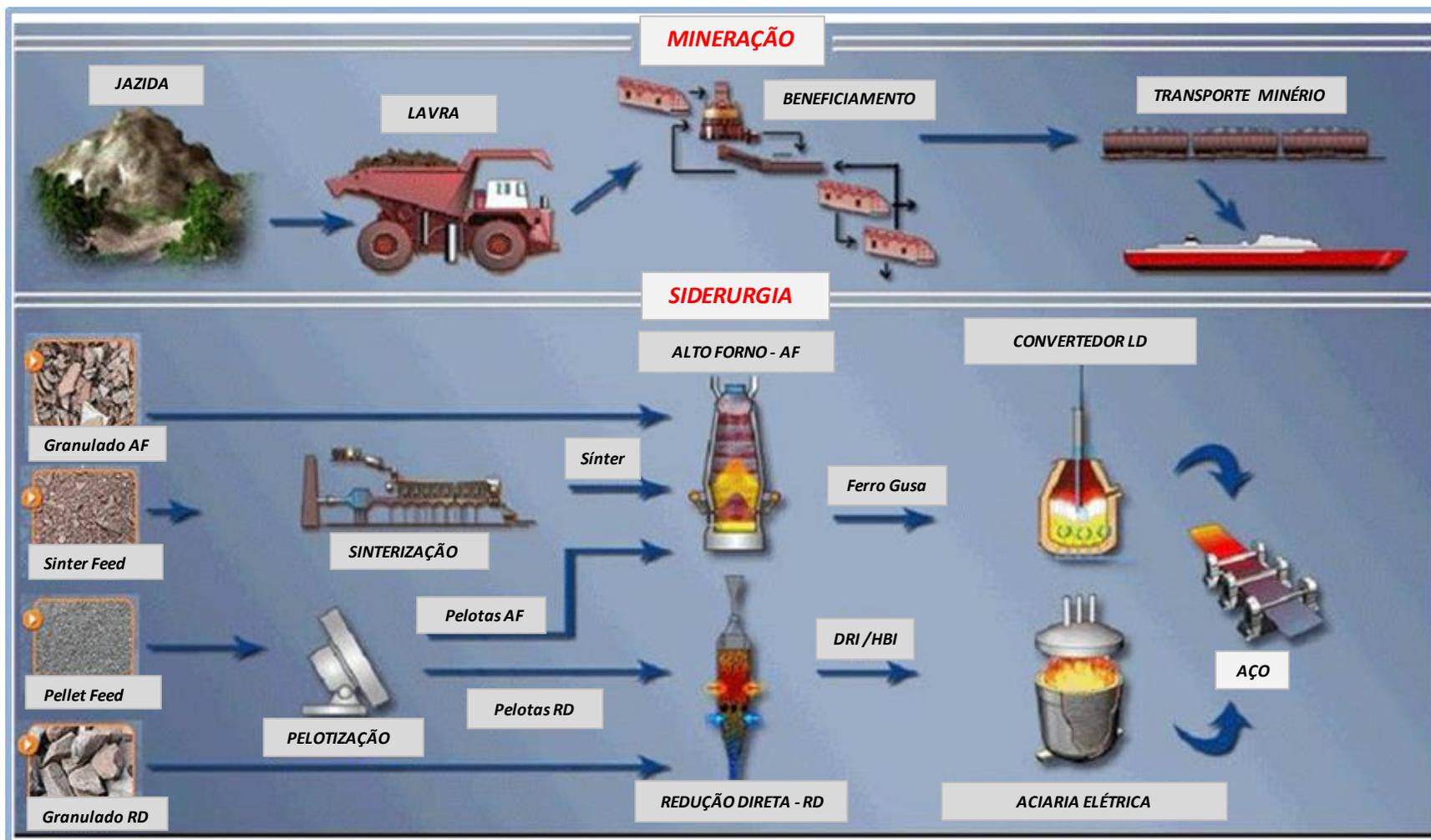


Figura 3.1 – A Pelotização e a Siderurgia. <sup>(1, 4, 5)</sup>

A atividade de mineração de ferro é tanto mais rentável quanto mais minério granulado for possível gerar. Nesse aspecto, a qualidade das reservas minerais é fator determinante.

Os processos de concentração e aglomeração de minérios de ferro são de alto custo operacional, requerem grandes montantes de investimento e têm considerável impacto ambiental. Minérios finos, tipo sinter feed e pellet feed, necessitam ser aglomerados para uso na siderurgia. A grande vantagem da aglomeração é a possibilidade de agregar significativo valor aos produtos, sinter e pelotas, através de ajustes e adequação de suas propriedades químicas, físicas e metalúrgicas.

Nesse aspecto, tem-se o conceito de carga elaborada para a alimentação dos reatores siderúrgicos, tema bastante discutido e publicado na literatura mundial.

Granulado, sinter e pelota constituem os elementos básicos para alimentação da siderurgia e produção de aço, segundo as duas rotas consolidadas industrialmente:

Alto-forno (AF) – Conversor a Oxigênio (BOF) e  
Redução Direta (RD) – Forno Elétrico a Arco (FEA)

Enquanto que na primeira o ferro primário é obtido na forma líquida no alto-forno, alimentando o BOF, na segunda, o ferro é gerado em estado sólido nos reatores de redução direta, para carga do FEA. Essas particularidades, dentre outras, são fundamentais na definição das cargas metálicas desses reatores, de forma que na mineração são tomados todos os cuidados para que os produtos de minério de ferro tenham desempenho adequado. De maneira geral, as cargas metálicas típicas dos altos-fornos e reatores de redução direta são:

<u>Reator</u>	<u>Carga Típica (tamanho das partículas)</u>
Alto-forno	Granulado, Sinter (4 a 50 mm), Pelota (8 a 18 mm)
Redução Direta	Granulado, Pelota (8 a 18 mm)

Novos processos de redução estão em desenvolvimento, encontrando-se em diferentes estágios. Dentre eles, o COREX é o que está mais avançado, havendo já um número considerável de plantas em operação industrial. Produz gusa líquido e utiliza as pelotas e o granulado como carga metálica. Já o processo FINEX, que também produz gusa no estado líquido, usa minério fino tipo sinter feed e pellet feed na alimentação.

A pelletização foi desenvolvida para o aproveitamento dos finos da mineração, gerando produtos de qualidade superior, para uso na produção de aço.



### MATÉRIAS PRIMAS PARA A PELOTIZAÇÃO DE MINÉRIOS DE FERRO <sup>(1, 4, 5, 6)</sup>

As matérias primas básicas para a pelletização são: minério de ferro, fundentes, combustíveis sólidos e aglomerantes. O minério de ferro é o principal componente da mistura a pelletizar.

O ferro é um elemento abundante na crosta terrestre, representando em média 4,2% da litosfera. Segundo o USGS (United States Geological Survey), os recursos totais de minério de ferro no mundo são da ordem de 800 bilhões de toneladas, com teor médio de ferro contido igual a 28,8 %. Tipicamente, um depósito deve conter pelo menos 25% de Fe, para ser economicamente recuperável, dentro do estado da arte atual. Porém, esse teor de corte depende de uma série de outros fatores, dentre os quais se destacam a localização geográfica e a logística de transporte.

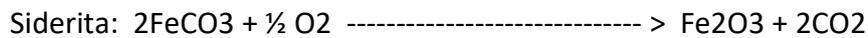
Mais de 300 minerais contêm ferro, mas apenas 5 constituem-se em fontes primárias de ferro:

- Hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ),
- Magnetita ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ),
- Goethita/Limonita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ),
- Siderita ( $\text{FeCO}_3$ ),
- Pirita ( $\text{FeS}_2$ ).

Hematita, magnetita e siderita constituem-se nos mais importantes minerais de ferro, devido à ocorrência em grandes depósitos e em concentração que permite a extração econômica. Os minérios de ferro são originários de diferentes ambientes geológicos, prevalecendo as formações rochosas de naturezas sedimentar, metamórfica e ígnea.

No Brasil, o mineral de ferro mais importante é a hematita e a principal rocha que o contém é o itabirito, como no caso do quadrilátero ferrífero, em Minas Gerais. Ocorrências de minério magnetítico são raras. Goethita/limonita, siderita e pirita aparecem como contaminantes de recursos itabiríticos, ou em pequenos depósitos sem valor econômico.

Independentemente do tipo de mineral de ferro considerado, devido às temperaturas elevadas e ao ambiente altamente oxidante dentro dos fornos de pelletização, a fase cristalina final, contida na pelota, é a hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ). As reações que ocorrem são as seguintes:



Vale destacar que a reação de oxidação da magnetita é altamente exotérmica, o que contribui para acelerar a queima das pelotas cruas e para a redução dos consumos de energia térmica e elétrica do forno de pelotização. Em termos químicos, a hematita entra e sai do forno, com a mesma composição.

Diferentes minérios de ferro, devido às variadas gêneses, apresentam propriedades totalmente distintas. Em consequência, têm comportamento diferenciado, não só nas operações mineiras de lavra, beneficiamento e aglomeração, como também nos reatores de redução da siderurgia. Da mesma forma, os aglomerados como as pelotas e o sinter apresentam características e desempenho particulares, dependendo do tipo de minério utilizado na sua produção.

Os pellet feeds, usados para a produção de pelotas para alto-forno e redução direta, apresentam diferentes características, compondo-se de uma mistura de diferentes origens, visando a atender às especificações químicas, físicas e metalúrgicas das pelotas. Para o suprimento do mercado, os minérios concentrados e misturados têm teores de  $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ , variando na faixa de 1,0 a 5,0% . Quando se visa à produção de pelotas para redução direta, o pellet feed deve conter o menor teor de  $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$  possível, pois esses compostos ácidos incorporam-se ao material reduzido DRI/HBI, que alimenta os fornos elétricos a arco, gerando volume de escória indesejável. No caso das pelotas para o alto-forno, o teor desses compostos vai depender do percentual de utilização na carga, se apenas como complemento ou se em nível de 100% (all pellet burden). O teor de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  deve ser estritamente controlado e em baixas concentrações, haja vista sua influência nas características das escórias (ponto de fusão e fluidez).

Quanto aos demais materiais para a pelotização de minério de ferro, poderiam ser classificados quanto à função como:

- Dosadores de CaO: Calcário Calcítico e Cal Hidratada,
- Dosadores de MgO: Calcário Dolomítico (dolomita), Dunito e Magnesita,
- Aglomerantes: Bentonita, Cal Hidratada (dupla função), Carboxi ou Hidroxi-Metil-Celulose, etc.,
- Combustíveis sólidos: Antracito, Coke Breeze e coque de petróleo.

O Calcário Calcítico é a fonte principal de CaO e a mais demandada no mercado, havendo grandes reservas e disponibilidade. Sendo básico, o CaO corrige a acidez da

pelota, conferindo-lhe propriedades físicas e metalúrgicas adequadas ao uso nos reatores siderúrgicos. O controle de dosagem é função do índice de basicidade binária especificado, caracterizado pela relação  $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  na pelota queimada.

A Cal Hidratada exerce dupla função na pelletização. Dosa  $\text{CaO}$  e atua como aglomerante. O seu uso é bastante limitado, devido aos altos custos envolvidos em sua produção. Tem a vantagem de não adicionar quantidade significativa de  $\text{SiO}_2$  à pelota e apresentar um alto poder de aglomeração, quando na fase de produção das pelotas cruas. No Brasil, há grande disponibilidade desse material e a demanda é para o uso em atividades de maior valor agregado.

O Calcário Dolomítico, embora tenha elevado percentual de  $\text{CaO}$ , é empregado com a função de dosar  $\text{MgO}$ , composto também de caráter básico. O  $\text{MgO}$  é muito importante para ajustar as propriedades metalúrgicas das pelotas, principalmente quanto ao sticking na redução direta e aos pontos de amolecimento e fusão, no alto-forno. Sendo refratário, aumenta o ponto de fusão da fase escória das pelotas, demandando quantidade adicional de calor e energia elétrica, nos fornos de pelletização. A disponibilidade e reservas são, também, muito grandes.

O Dunito é uma fonte de  $\text{MgO}$ , porém contém elevado teor de  $\text{SiO}_2$ . Por esta razão, tem aplicação limitada a casos muito especiais. Adicionar sílica à pelota significa aumentar o volume de escória nos reatores siderúrgicos, o que é indesejável por questões óbvias.

A Magnesita é um excelente dosador de  $\text{MgO}$ . Quimicamente, é muito pura. Porém, a disponibilidade e reservas são limitadas. Este material é mais utilizado para a produção de refratários e de produtos com alto valor agregado. O uso na pelletização se dá em casos muito particulares

A Bentonita é o principal aglomerante utilizado, em todo o mundo. A disponibilidade e reservas no Brasil são relativamente limitadas, porém a oferta no mercado mundial é bastante considerável. Embora seja um excelente aglomerante, tem o inconveniente de adicionar às pelotas uma significativa quantidade de óxidos ácidos ( $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ ) e, em menor proporção, alguns compostos deletérios como  $\text{Na}_2\text{O}$  e  $\text{K}_2\text{O}$ . Por esta razão, há uma limitação de aplicação na produção de pelotas para redução direta, que exige altos teores de ferro e baixíssimo conteúdo de  $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ .

Os aglomerantes orgânicos, normalmente derivados da celulose, vêm sendo desenvolvidos nos últimos 30 anos. Atualmente, há um bom número de fornecedores. Surgiram para corrigir o problema de ganga ácida da bentonita, na produção de pelotas para redução direta. Sendo orgânicos, eles queimam-se no interior das pelotas, sem deixar, praticamente, resíduo algum. Há plantas que os utilizam puros e outras o fazem em combinação com cal hidratada ou bentonita. Devido ao complexo processo de produção desses materiais orgânicos, os preços são altos e é necessário

desenvolver estudo de viabilidade técnico-econômica para cada caso que se considere de uso na pelotização. Os primeiros testes industriais com os aglomerantes orgânicos foram conduzidos pela Vale SA, em suas usinas de pelotização, localizadas no complexo operacional de Tubarão, em Vitória ES.

O Antracito é o combustível sólido mais utilizado na pelotização, em vista da grande disponibilidade no mercado mundial. No Brasil, não há produção desse material, de forma que é adquirido via importação. Esse combustível, adicionado às pelotas cruas, tem um papel de grande relevância. Acelera o processo de queima, substitui combustível externo de custo mais elevado e melhora a eficiência energética do forno, com significativa redução nos consumos de calor e energia elétrica. Além disso, como é queimado no interior das pelotas, aumenta a porosidade, com benefícios para a redutibilidade e desempenho nos reatores de redução da siderurgia. Os teores de cinzas e de enxofre devem ser estritamente controlados, pois adicionam elementos e óxidos indesejáveis na pelota e degradam o meio ambiente (emissão de SO<sub>x</sub>).

Os coques breeze e de petróleo têm alto grau de pureza, significando baixa agregação de compostos indesejáveis à pelota. O desempenho na pelotização é excelente, haja vista os altos teores de carbono fixo (Cfix), e baixos de cinzas (CZ) e matéria volátil (MV). Nesta condição, permitem um controle de processo mais apurado, com benefícios para a operação. Porém, a disponibilidade desses combustíveis para uso na pelotização é baixa e os preços muito altos.

A utilização de um ou outro material vai depender de vários fatores, tais como: especificação das pelotas, disponibilidade e logística para suprimento, preços, desempenho em processo, etc.

No Brasil, onde os minérios são hematíticos, são utilizadas várias dessas matérias primas com características típicas, conforme mostra a tabela 4.1.

Para facilidade de compreensão sobre a necessidade de uso desses diferentes aditivos, são mostrados, na tabela 4.2, diferentes tipos de pelotas para alto-forno e redução direta, comercializados no mercado transoceânico.

Tabela 4.1 – Características típicas dos aditivos usados em pelletização. <sup>(4)</sup>

TIPO / CARACTERÍSTICA		SiO <sub>2</sub> %	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> %	CaO %	MgO %	PPC %	FINURA (% - 0,074 mm)
FUNDENTES	⇒ CALCÁRIO CALCÍTICO	1,4	0,7	53,0	0,3	43,0	> 90
	⇒ CALCÁRIO DOLOMÍTICO	2,2	0,2	37,0	15,0	44,0	> 90
	⇒ DUNITO	39,0	3,5	2,5	35,0	14,0	> 90
	⇒ MAGNESITA	0,7	1,5	1,1	47,0	50,0	> 90
AGLOMERANTES	⇒ BENTONITA	60,0	16,0	1,0	2,6	10,0	> 90
	⇒ CAL HIDRATADA	0,9	0,1	73,0	0,3	25,0	> 95
	⇒ AGLOM. ORGÂNICO	Carboxi ou Hidroxi-Metil-Celulose					-
COMBUSTÍVEIS SÓLIDOS	TIPO / CARACTERÍSTICA	Carbono Fixo (%)	Voláteis (%)	Cinzas (%)	S (%)	Poder Calorífico (kcal/kg)	-
	⇒ ANTRACITO	69,0	12,0	20,0	1,2	6600	> 90
	⇒ COQUE DE PETRÓLEO	90,0	10,0	0,6	1,8	7890	> 90
	⇒ COKE BREEZE	90,0	5,0	5,0	1,5	7800	> 90

PPC (LOI) - Perda ao fogo (loss on ignition)

Tabela 4.2 – Características químicas típicas de pelotas para utilização em alto-forno e na redução direta. <sup>(1,4)</sup>

CARACTERÍSTICAS		PARA ALTO FORNO			PARA REDUÇÃO DIRETA		
		FUNDENTE	SUPERFUNDENTE	ÁCIDA	PADRÃO	BAIXA SÍLICA	FUNDENTE
Análise Química (%)	TIPO						
	Fe	65,80	63,00	64,51	67,85	68,10	66,70
	SiO <sub>2</sub>	2,35	4,00	5,00	1,20	1,00	1,40
	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,55	0,60	0,70	0,50	0,48	0,50
	CaO	2,60	4,00	1,00	0,70	0,65	1,60
	MgO	0,05	1,00	0,48	0,30	0,28	0,60
	P	0,030	0,027	0,03	0,025	0,025	0,025
	S	0,003	0,006	0,003	0,002	0,002	0,002
	Mn	0,10	0,23	0,13	0,12	0,12	0,12
CaO/SiO <sub>2</sub>	1,10	1,00	0,20	0,58	0,65	1,14	

### ASPECTOS QUÍMICOS DA COMPOSIÇÃO DAS PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO

As pelotas são compostas de óxidos de elementos importantes para a utilização nos reatores de redução da Siderurgia. Outros compostos, óxidos ou não, ocorrem em menores concentrações e são deletérios aos processos siderúrgicos e à qualidade do aço final. Os compostos mais importantes são: Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, FeO (residual), SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, CaO, MgO e MnO. Aqueles, considerados deletérios, são os seguintes, dentre outros que dependem da origem e do tipo de minério de ferro considerado: P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, CaS, NaCl, Na<sub>2</sub>O, K<sub>2</sub>O, etc.

Então, numa referência percentual, poderia ser escrito para as pelotas que:

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO} + (\text{FeO} + \text{P}_2\text{O}_5 + \text{CaS} + \text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O} + \text{etc}) = 100\%$$

Ou:

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO} + \Sigma (\text{outros compostos}) = 100\% \quad \text{Eq. 5.1}$$

O somatório de outros compostos da pelota, normalmente, é controlado e mantido muito baixo. Como mencionado, depende da origem do minério. Avançando nesse desenvolvimento, sabe-se da química estequiométrica que a hematita, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, contém 70% de ferro (Fe). No caso da maioria dos concentrados brasileiros, muito puros, poderia ser estimado que  $\Sigma$  (outros compostos) = 0,5 %. Assim, a equação Eq. 5.1 poderia ser escrita como:

$$\text{Fe}/0,7 + \text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO} = 100 - 0,5$$

ou, simplificando:

$$\text{Fe} + 0,7 \cdot (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO}) = 69,65 \quad \text{Eq. 5.2}$$

Por outro lado, a basicidade quaternária (B<sub>4</sub>) de uma pelota é definida por:

$$B_4 = (\text{CaO} + \text{MgO})/(\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) \text{ ou, } (\text{CaO} + \text{MgO}) = B_4 \cdot (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3).$$

Substituindo-se (CaO + MgO), na equação Eq. 5.2, resulta:

$$\text{Fe} + 0,7 \cdot (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) + 0,7 \cdot B_4 \cdot (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) = 69,65 \quad \text{Simplificando, vem:}$$

$$\text{Fe} + (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) \cdot (0,7 + 0,7 \cdot B_4) = 69,65 \quad \text{Eq. 5.3}$$

Atribuindo-se os valores 1, 3 e 5% aos óxidos ácidos (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), poderiam ser feitas simulações e análises de todas as opções químicas possíveis de se obter, na produção das pelotas. Assim, resultariam as seguintes equações, com as devidas simplificações:

$$\text{Para } (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) = 1 \dots\dots\dots \text{Fe} + 0,7.B_4 = 68,95 \quad \text{Eq. 5.4}$$

$$\text{Para } (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) = 3 \dots\dots\dots \text{Fe} + 2,1.B_4 = 67,55 \quad \text{Eq. 5.5}$$

$$\text{Para } (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) = 5 \dots\dots\dots \text{Fe} + 3,5.B_4 = 66,15 \quad \text{Eq. 5.6}$$

Por outro lado, quando do planejamento de produção de uma pelota, é muito importante conhecer a relação entre o volume de escória da pelota (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> + CaO + MgO), em peso, e o correspondente em ferro (Fe). Esse conhecimento permite avaliar o impacto desses fundentes na composição do volume de escória produzido, nos reatores de redução da Siderurgia, e nos processos subsequentes de produção do aço.

Dentro desta consideração, e tendo-se em conta a estequiometria, poderia ser dito que:

A relação escória/Fe é igual a:

$$\text{RE} = (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO})/\text{Fe} . \quad \text{Eq. 5.7}$$

Da equação Eq. 5.2, tem-se que:

$$\text{Fe} + 0,7.(\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO}) = 69,65. \text{ Dividindo-se por Fe, vem:}$$

$$1 + 0,7.(\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO})/\text{Fe} = 69,65/\text{Fe}$$

De acordo com a equação Eq. 5.7, há a seguinte simplificação:

$$(1 + 0,7.RE) = 69,65/\text{Fe}, \text{ ou:}$$

$$\text{Fe} = 69,65/(1+0,7.RE) . \quad \text{Eq. 5.8}$$

Levando-se o valor de Fe de Eq. 5.8, na equação Eq. 5.3, vem:

$$69,65/(1+0,7.RE) + (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3).(0,7 + 0,7.B_4) = 69,65 . \quad \text{Eq. 5.9}$$

Então, foi obtida esta equação, Eq. 5.9, com 3 variáveis RE, (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) e B<sub>4</sub>, possibilitando simulações e estudos de casos, como no exemplo anterior. Assim, atribuindo-se os valores 1, 3 e 5% à variável (SiO<sub>2</sub>+Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), e procedendo-se as simplificações matemáticas, resultam as seguintes 3 equações, Eq. 5.10; 5.11 e 5.12:

Para  $(\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) = 1$  :  $\text{RE} = 0,7 \cdot (1+B_4) / (48,27 - 0,49 \cdot B_4)$  em t de escória/t de Fe.

Ou, finalmente:  $\text{RE} = 700 \cdot (1+B_4) / (48,27 - 0,49 \cdot B_4)$  kg escória/t Fe . Eq. 5.10

Para  $(\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) = 3$  :  $\text{RE} = 2100 \cdot (1+B_4) / (47,28 - 1,47 \cdot B_4)$  Kg escória/t Fe . Eq. 5.11

Para  $(\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3) = 5$  :  $\text{RE} = 3500 \cdot (1+B_4) / (46,31 - 2,45 \cdot B_4)$  kg escória/t Fe . Eq. 5.12

A figura 5.1 mostra a representação gráfica das equações Eq. 5.4, 5.5 e 5.6. É evidente que, utilizando-se da metodologia apresentada, poderiam ser feitas outras simulações, considerando-se outras variáveis.

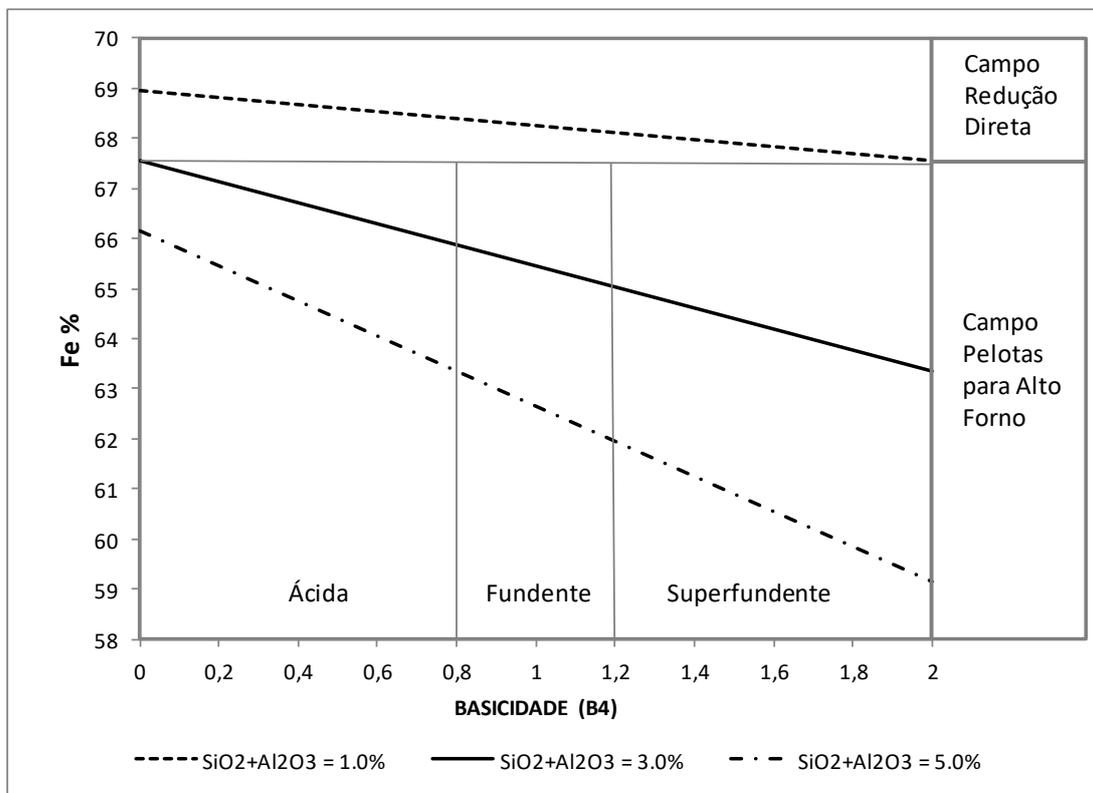


Figura 5.1 – Variação do teor de ferro (Fe) da pelota com a basicidade quaternária (B4) e com o percentual de escória ácida ( $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ ).<sup>(1)</sup>

O campo das pelotas para redução direta é bastante restrito, em relação ao das pelotas para alto-forno. O mercado de redução direta exige o maior teor de ferro possível, o que implica em uso de pellet feed com alto grau de pureza. Normalmente, o ponto de corte entre os dois tipos é de 67,5 %. Em casos especiais, quando não há viabilidade de se concentrar o minério de ferro, ou se especifique uma pelota superfundente, o teor de ferro da pelota cai abaixo de 67,5%. A razão para essa

preferência é que, na redução direta, todos os óxidos vão para o produto final, DRI/HBI. Daí, esse material reduzido é enviado para os fornos elétricos a arco (FEA), visando à fabricação do aço. Contendo baixo teor de ferro (ou o mesmo que alto volume de escória) o desempenho do FEA é inadequado, o que aumenta o custo de produção de aço (maiores consumos e pior rendimento em ferro).

Já o campo das pelotas para alto-forno é bastante mais amplo. Nesse aspecto, a pelota leva uma grande vantagem sobre o sinter, pois é possível variar em grande amplitude a composição química, com obtenção de produtos de boa qualidade.

Em geral, as pelotas são classificadas em: ácidas, com basicidade inferior a 0,8; fundentes, com basicidade intermediária, na faixa de 0,8 a 1,2; e superfundente, onde a basicidade quaternária das pelotas de minério de ferro é maior que 1,2.

Na pelletização, aumentar a basicidade das pelotas implica em aumento de custo operacional e queda no teor de ferro (queda no preço de venda, em base % Fe). Para tal, há de se fazer maior dosagem de fundentes básicos (CaO + MgO). Além do custo desses materiais, há uma redução no desempenho do forno de queima, com aumento nos consumos de energia e queda na produtividade (t/m<sup>2</sup>/h). Por outro lado, como essa escória básica beneficia o desempenho das pelotas no alto-forno e na redução direta, há um valor adicionado às pelotas que deve ser explorado pelos produtores (value-in-use).

A figura 5.2 mostra outra simulação, considerando-se como variáveis o teor de ferro (Fe) e a concentração de escória ácida (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), para diferentes valores da basicidade quaternária (B<sub>4</sub>). Poderiam, ainda, ser elaboradas outras simulações, considerando-se a prefixação de valores de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, CaO e ou MgO.

A figura 5.3 mostra a representação gráfica das equações Eq. 5.10, 5.11 e 5.12. Aí, estão destacados os impactos da basicidade quaternária (B<sub>4</sub>) e do volume de ganga ácida (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) na produção de escória total (CaO + MgO + SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), em kg por tonelada de ferro da pelota (Fe). Na verdade, esta relação (RE) indica a contribuição de escória que as pelotas levam aos reatores de redução e de produção do aço, em relação ao elemento desejado, o ferro (Fe). É evidente que a siderurgia deseja sempre operar com os menores volumes de escória possíveis, pois a produção de escória leva a custos operacionais adicionais e maiores emissões equivalentes de CO<sub>2</sub>. No entanto, cada planta siderúrgica tem o seu balanço técnico-econômico estabelecido, onde há um padrão definido, para a geração desse material.

Sob o ponto de vista puramente técnico, a pelota ideal para uso a 100% no alto-forno seria aquela cuja escória pudesse neutralizar a escória ácida do coque e atuar como agente dessulfurante. Ainda, deveria gerar o mais baixo volume de escória possível, compatível com a operação do alto-forno. A área AF, mostrada na figura, é bastante restrita e indicativa dessa condição.

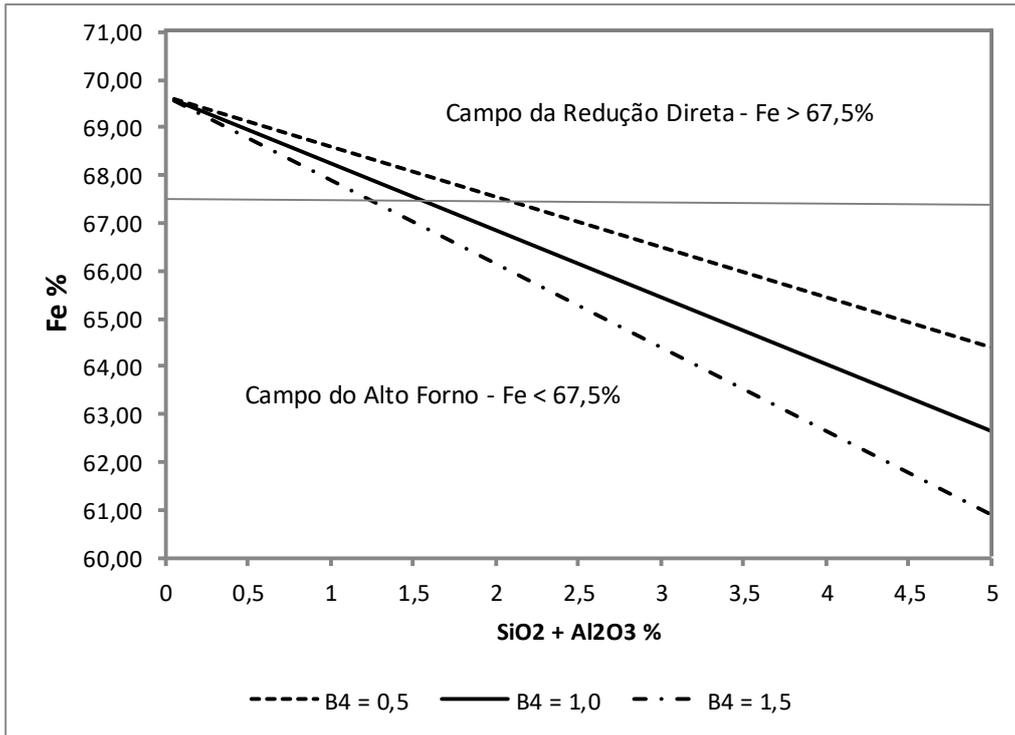


Figura 5.2 – Variação do teor de ferro (Fe) da pelota com o percentual de escória ácida ( $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ ) e com a basicidade quaternária ( $B_4$ ). <sup>(1)</sup>

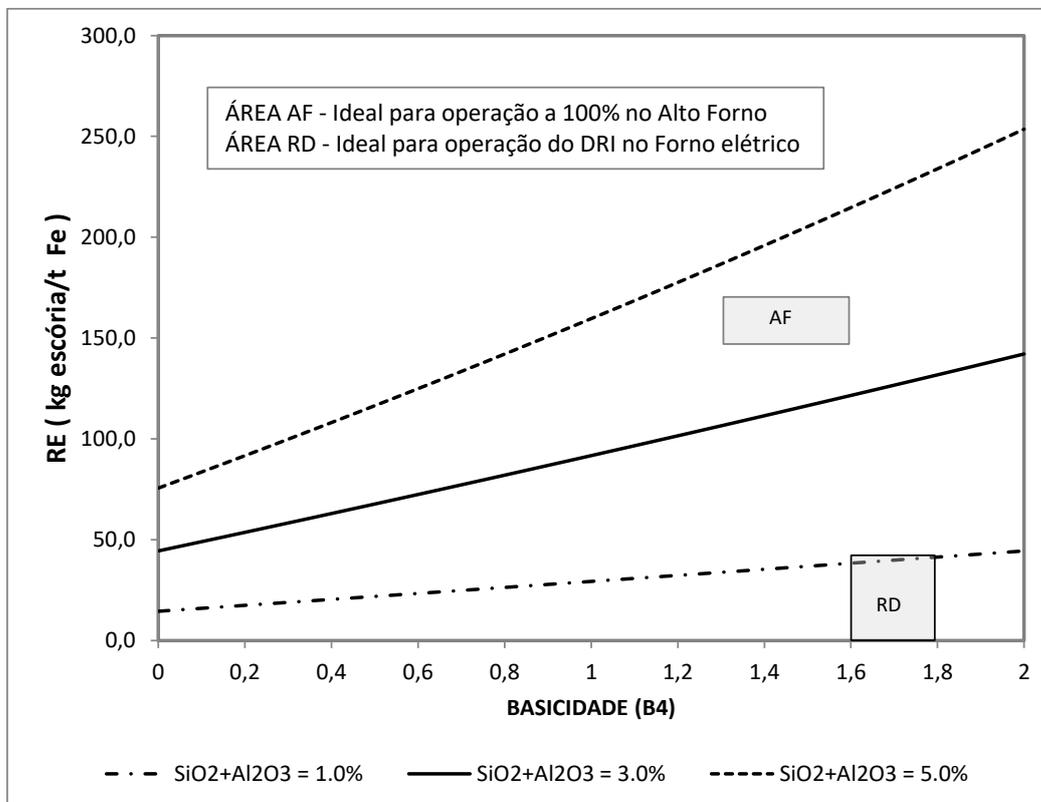


Figura 5.3 – Variação da relação escória/ferro da pelota (RE) com a basicidade quaternária ( $B_4$ ) e com o percentual de escória ácida ( $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ ). <sup>(1)</sup>

A razão técnica que justificaria essa opção é que o alto-forno receberia um material com os fundentes já calcinados e em proporções adequadas para se fazer uma boa escória, no alto-forno.

Porém, por questões de ordem econômica e de logística (onde o frete é fator decisivo), esse tipo de pelota da área AF não é comercializado, no mercado transoceânico.

É mais econômico transportar ferro (Fe), pelotas mais ricas, do que fundentes calcinados. Sob o ponto de vista da pelletização, a produção de pelotas da área AF teria um custo adicional significativo, em vista dos maiores consumos e da perda de produtividade. Para que um produto desse tipo tivesse apelo comercial, deveria ser analisado, e compensado no preço de venda, o valor adicionado às pelotas (value in use).

As pelotas para complemento de carga dos altos-fornos, em uso combinado com o sinter e granulado, têm composição química que depende de muitos fatores técnicos e econômicos. Como complemento de carga, privilegiam-se as pelotas com basicidade binária (CaO/SiO<sub>2</sub>) na faixa de 0,8 a 1,2. Embora seja importante para o alto-forno, a adição de MgO às pelotas é um problema para os produtores de pelotas. Aumenta consideravelmente o ponto de fusão da fase escória da pelota, interferindo negativamente no consumo de energia e na produtividade do forno de pelletização. Também, tem efeito nocivo nas propriedades físicas e em algumas metalúrgicas.

No caso da redução direta, há de se considerar a operação integrada do reator de redução com o forno elétrico a arco (FEA). Esse forno foi desenvolvido para fundir sucata e produzir aço. Com o advento da redução direta, o FEA foi adaptado para trabalhar com o DRI/HBI, em substituição parcial ou total da sucata. Com o uso de HBI/DRI, o volume de escória cresceu e a basicidade foi mantida em alto valor, para o refino adequado do aço. Sob a ótica puramente técnica, foi indicada a área RD, como aquela ideal para pelotas tipo redução direta. Como no caso do alto-forno, essa condição (área RD) tem muitas restrições de ordem técnico-econômica. Alguns estudos necessitam ser desenvolvidos para que se possa avançar em direção à área RD, tais como:

- Produção de concentrado de minério de ferro com baixo conteúdo de ganga ácida, (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) < 1,0 %;
- Produção de pelotas de altas basicidades, sem prejuízo da redutibilidade e da metalização.

O MgO é, também, muito importante na rota da redução direta. No reator de redução, diminui a tendência à colagem (sticking) das pelotas. No FEA, minimiza o desgaste dos refratários magnesianos, na região de contato com a escória fundida.

Na verdade, os custos de produção de pelotas da área sombreada RD seriam muito elevados, senão proibitivos.

Finalizando a discussão deste assunto, na figura 5.4 seguinte, é mostrada a representação gráfica de RE x (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) x B4.

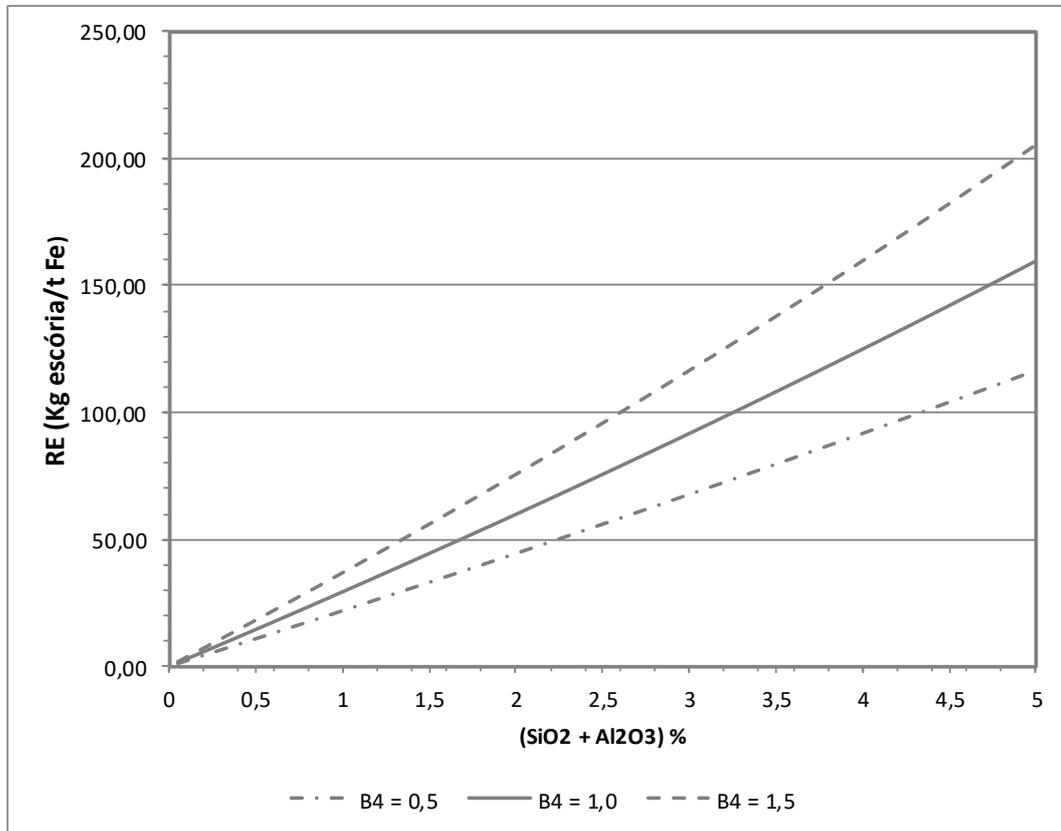


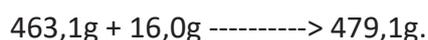
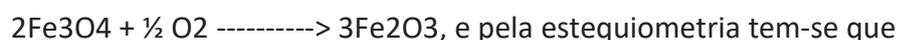
Figura 5.4 – Variação da relação escória/ferro da pelota (RE) com o percentual de escória ácida (SiO<sub>2</sub> + Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) e com a basicidade quaternária (B4).<sup>(1)</sup>



### BALANÇO DE MASSAS NA PELOTIZAÇÃO DE MINÉRIO DE FERRO <sup>(1)</sup>

Conforme mostrado anteriormente, na pelotização de minério de ferro, são utilizados diferentes materiais, os quais têm funções específicas e características químicas diversas. O desenvolvimento de um balanço de massas genérico, relativo ao processo, é muito importante para o planejamento e controle da produção de pelotas, assim como para o desenvolvimento de projetos e estudos de viabilidade técnico-econômica. Como o número de variáveis envolvidas é muito grande, será utilizado o programa SOLVER, do Microsoft Excel, para resolver o sistema de equações lineares, decorrente do desenvolvimento matemático.

Basicamente, todos os minérios de ferro e suas misturas, tratados em fornos de pelotização, são transformados em Hematita-Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, tendo-se em vista a atmosfera de gases oxidantes e as altas temperaturas existentes no interior desses fornos. O caso de minérios magnetíticos é especial, haja vista que o mineral Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> é oxidado pelos gases do forno, havendo grande liberação de calor (reação exotérmica) e ganho de peso, este equivalente à incorporação de oxigênio na estrutura do minério. Esse processo de oxidação ocorre de acordo com a reação química seguinte:



Assim, na oxidação da magnetita, há um ganho de massa equivalente a 16,0/463,1, ou o mesmo que 3,5%. Dessa forma, quando se trata minério magnetítico em fornos de pelotização, há um ganho de produtividade dessa ordem de grandeza, (produtividade de óxido e não de ferro).

Devido a isso, é importante salientar que, de acordo com as normas e métodos analíticos, a perda ao fogo de minério com prevalência de magnetita sempre apresentará valor negativo. Isso só não ocorrerá se o minério magnetítico contiver quantidades apreciáveis de outros minérios e componentes minerais com perda ao fogo positiva e em alto nível. De qualquer forma, para o cálculo do balanço de massas de uma mistura a ser pelotizada, deve-se considerar o sinal da perda ao fogo do minério e constituintes: sinal positivo (+), que significa perda de massa durante a queima no forno de pelotização e negativo (-), significando, ao contrário, ganho de massa.

Assim, será desenvolvido um balanço de massas universal, o qual poderá ser utilizado para qualquer tipo de minério de ferro, haja vista que na pelletização se busca a oxidação completa e a calcinação de todas as fases minerais, advindo como resultado um aglomerado (pelota) com matriz composta basicamente de hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ). O balanço poderia ser utilizado também na sinterização, fazendo-se pequenos ajustes nos parâmetros das equações.

Sabe-se que, nesse processo de aglomeração, há uma pequena redução da hematita e geração de alguma quantidade de  $\text{FeO}$ , com perda de massa de oxigênio ( $\text{O}_2$ ).

Para o desenvolvimento do balanço, torna-se importante tecer algumas considerações como as que seguem:

a) Para que se tenha um sistema de equações lineares, de solução menos complexa, considerou-se que o peso inicial de minério de ferro da mistura a pelletizar ( $M$ ) era conhecido, um peso qualquer de referência.

b) Assim como é considerado na análise química dos materiais, de uma maneira geral, o balanço de massas também foi desenvolvido em base seca. Assim, a umidade foi tratada à parte.

c) No caso do aglomerante, a dosagem foi considerada em relação ao peso total da mistura de pelletização, com valor previamente definido ( $x\%$ ). É importante lembrar que a cal hidratada, além de aglomerante, confere às pelotas considerável montante de  $\text{CaO}$ . A cal magnésiana, além desse  $\text{CaO}$ , aporta também algo de  $\text{MgO}$ . Já os aglomerantes orgânicos, devido às baixas dosagens e perda ao fogo próxima de  $100\%$ , não precisam ser considerados, pois não adicionam resíduos e componentes minerais às pelotas.

d) Em muitas plantas de pelletização, principalmente naquelas onde os minérios são hematíticos, faz-se uso corrente de combustível sólido, conforme já relatado anteriormente. O nível de adição desse combustível é estipulado previamente, de forma indireta, através da dosagem de carbono fixo ( $C_{\text{fix}}\%$ ). Da mesma forma que o aglomerante, considerou-se essa adição em relação ao peso total da mistura de pelletização.

e) Em todos os processos de pelletização, são gerados finos que se perdem nas emissões e, principalmente, outros mais no peneiramento final das pelotas. Algumas plantas reciclam os finos em seu processo. Outras usinas, senão a grande maioria, dão outro destino a esse material. Para estas últimas, há de se considerar no balanço essa perda aparente (os finos são retirados do circuito de pelletização). No desenvolvimento do balanço, considerou-se uma perda de finos definida de  $z\%$ , em relação ao peso líquido final de pelotas, após o peneiramento (livre desses finos).

f) Para ampliar a aplicação do balanço, considerou-se a possibilidade de se fazer a dosagem de um elemento ou composto qualquer às pelotas QO, diferentemente dos compostos tradicionais, CaO, MgO e Cfix.

g) As análises químicas completas de todos os materiais envolvidos na mistura de pelotização foram consideradas como dados conhecidos para o desenvolvimento do balanço. No caso do combustível sólido, além da análise imediata (carbono fixo, matéria volátil e cinzas), destaca-se a necessidade do conhecimento da análise química das cinzas.

h) As especificações químicas da pelota desejada foram consideradas como dados conhecidos e, na verdade, constituíram-se no foco principal da solução do problema.

*E o que se deseja calcular com um balanço de massas?*

i) O teor de sílica que deve ter o minério de ferro, ou mistura de diferentes tipos, para se obter o teor de sílica especificado para a pelota a ser produzida.

j) O peso líquido de pelotas queimadas, após a retirada de z% de finos, os chamados pellet chips, indesejados pelos clientes. Caso não se deseje considerar essa situação, é só fazer  $z = 0$ .

k) O peso do aditivo dosador de CaO.

l) O peso do aditivo dosador de MgO.

m) O peso do dosador de um elemento ou composto qualquer, QO.

n) O peso de aglomerante.

o) O peso de combustível sólido.

Tendo-se a determinação dos itens de i a o, é possível calcular os percentuais dos demais elementos e compostos da pelota queimada, inclusive estimar com bastante precisão o seu teor de ferro total. Também, podem ser definidas as composições das misturas de minério e aditivos, em bases seca e úmida, assim como calculados os rendimentos em massa, custos, etc.

### 6.1 – Caracterização do Balanço de Massas.

Sejam considerados os seguintes dados e variáveis básicas de entrada e saída (resultados) do balanço de massas de uma mistura a ser pelletizada, expressos nas tabelas 6.1, 6.2 e 6.3.

Tabela 6.1 – Dados de entrada – Especificações da Pelota Queimada.

TIPO DE PELOTA (designação)	FINOS DE PELOTAS (%)	ANÁLISE QUÍMICA DESEJADA %			
		SiO <sub>2</sub>	CaO	MgO	QO
XXXXXXX	z	s'p	c'p	g'p	q'p

É importante ressaltar que estes dados relativos à análise química da pelota desejada, s'p, c'p, g'p e q'p são dados de entrada do sistema e comandam as dosagens dos elementos ou compostos correspondentes.

Sendo assim, caso algum dos elementos e ou compostos, CaO, MgO e QO não seja especificado e ou demandado, o teor correspondente de entrada deve ser igual a zero (c'p e/ou g'p e/ou q'p = 0).

Tabela 6.2 – Dados de entrada – Características do Minério e Aditivos.

MINÉRIO E ADITIVOS	NOME OU DESIGNAÇÃO	MISTURA/DOSAGEM	ANÁLISE QUÍMICA (%)											UMIDADE %
			Cfix	MV	CZ	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O	CaO	MgO	QO	P	PF		
Minério	xxxxxxxxxxx	Peso M	-	-	-	-	am	cm	gm	qm	pm	fm	um	
Dosador CaO	xxxxxxxxxxx	-	-	-	-	sc	ac	cc	gc	qc	pc	fc	uc	
Dosador MgO	xxxxxxxxxxx	-	-	-	-	sg	ag	cg	gg	qg	pg	fg	ug	
Dosador QO	xxxxxxxxxxx	-	-	-	-	sq	aq	cq	gq	qq	pq	fq	uq	
Aglomerante	xxxxxxxxxxx	x %	-	-	-	s a	aa	ca	ga	qa	pa	fa	ua	
Combustível Sólido	xxxxxxxxxxx	y %	cfix	mv	cz	ss	as	cs	gs	qs	p s	fs	us	

OBS.: 1 - O teor de sílica do minério (sm) é uma variável a ser determinada, um dado de saída e não de entrada.

2 - Análise imediata do combustível sólido: Cfix = carbono fixo, MV = matéria volátil e CZ = cinzas. PF = perda ao fogo.

3 - A perda ao fogo do combustível sólido é determinada, conhecendo-se a análise imediata: fs = (100-cz)%.

4 - Conforme dito anteriormente, para simplificação do sistema, o peso de referência do minério é conhecido, M.

Tabela 6.3 – Dados de saída – Resultados calculados pelo balanço de massas.

VARIÁVEL CALCULADA	SÍMBOLO
Teor de sílica do minério de ferro (%)	sm
Peso do dosador de CaO	C
Peso do dosador de MgO	G
Peso do dosador de QO	Q
Peso do aglomerante	A
Peso do combustível sólido	S
Peso líquido de pelotas (sem finos)	P

Sendo que:

- O teor de sílica do minério (sm) é uma variável a ser determinada; um dado de saída e não de entrada. Ele é função do montante de sílica incorporado pelos aditivos à pelota.
- Análise imediata do combustível sólido: cfix = carbono fixo; MV = matéria volátil e cz = cinzas. Por outro lado, PF = perda ao fogo.
- A perda ao fogo do combustível sólido, (fs), é determinada, conhecendo-se a sua análise imediata:  $fs = (100-cz)\%$ .
- Conforme dito anteriormente, para simplificação do sistema, o peso de referência do minério é conhecido; um valor M qualquer.
- Sendo P o peso líquido de pelotas sem finos, *o peso total de pelotas produzido com z% de finos, P', poderia ser escrito como:*

$$P' = P + z.P/100, \text{ ou o mesmo que,}$$

$$P' = P.(100+z)/100.$$

Este peso final de pelotas queimadas (P'), que considera o peso líquido (P) mais o peso dos finos, é uma variável muito importante para o desenvolvimento do sistema de equações. Nesses finos, estariam incluídas outras perdas em forma de pó e poeira que se disseminam na atmosfera e ao longo do processo produtivo.

Feitas essas considerações, o desenvolvimento do balanço de massas faz-se possível, através da determinação de 7 equações lineares, envolvendo as 7 variáveis a serem calculadas.

### 6.2 – Teor de SiO<sub>2</sub> da Pelota Queimada (s'p).

O teor de sílica da pelota (%) é definido pelo somatório dos pesos de sílica introduzidos pelos diversos materiais da mistura a pelletizar, dividido pelo peso final de pelotas com finos, P', resultado este que deve ser multiplicado por 100. É importante ressaltar que

o peso de sílica incorporado pelo combustível sólido é aquele referente às cinzas. Considerando-se as variáveis designadas nas tabelas 6.1 a 6.3, pode-se escrever que:

$$s'p = (sm.M/100 + sc.C/100 + sg.G/100 + sq.Q/100 + sa.A/100 + cz.S.ss/10.000).100 / [P.(100+z)/100]. \quad \text{Eq. 6.1}$$

Simplificando, vem:

$$M.sm + sc.C + sg.G + sq.Q + sa.A + (cz.ss/100).S - [(100.s'p + z.s'p)/100].P = 0 \quad \text{Eq. 6.2}$$

### 6.3 – Teor de CaO da Pelota Queimada (c'p).

O cálculo do teor de CaO pode ser desenvolvido por analogia ao procedimento adotado no cálculo do teor de SiO<sub>2</sub>. Assim, resulta a seguinte equação simplificada:

$$cc.C + cg.G + cq.Q + ca.A + (cz.cs/100).S - [(100.c'p + z.c'p)/100].P = - M.cm \quad \text{Eq. 6.3}$$

### 6.4 – Teor de MgO da Pelota Queimada (g'p).

Analogamente, tem-se, após a simplificação:

$$gc.C + gg.G + gq.Q + ga.A + (cz.gs/100).S - [(100.g'p + z.g'p)/100].P = - M.gm \quad \text{Eq. 6.4}$$

### 6.5 – Teor de QO da Pelota Queimada (q'p).

Da mesma forma, analogamente, tem-se após a simplificação:

$$qc.C + qg.G + qq.Q + qa.A + (cz.qs/100).S - [(100.q'p + z.q'p)/100].P = - M.qm \quad \text{Eq. 6.5}$$

### 6.6 – Equação Relativa à Dosagem do Aglomerante (x %).

A dosagem do aglomerante foi considerada, como premissa, sendo feita em relação ao peso total da mistura a pelotizar. Daí, resulta:

$$x = A.100/(A+M+C+G+Q+S).$$

Desdobrando, vem:

$$x.C + x.G + x.Q + (x-100).A + x.S = - M.x \quad \text{Eq. 6.6}$$

### 6.7 – Equação Relativa à Dosagem do Combustível Sólido (y %).

A dosagem do combustível sólido é conduzida de forma a se ter um percentual de carbono fixo (cfix) definido (y %) na mistura a pelotizar. Assim, deve-se considerar como base o peso total dos componentes dessa mistura, (A + M + C + G + Q + S).

Por outro lado, o peso de carbono fixo (Sfix) contido no peso de combustível sólido (S) adicionado à mistura a ser pelotizada é:

$$S_{fix} = (c_{fix}/100).S$$

Daí, vem que:

$$y = [(cfix.S/100)/(M+C+G+Q+A+S)].100$$

Desdobrando, resulta:

$$y.C + y.G + y.Q + y.A + (y-cfix).S = - M.y \quad \text{Eq. 6.7}$$

### 6.8 - Equação Relativa ao Peso Líquido Final de Pelota Queimada (P).

Neste desenvolvimento, é importante lembrar que o peso líquido final de pelotas (P) é isento de finos, estes no montante de z %. O peso total de material produzido, pelotas + finos, oriundo do processamento da mistura dos materiais foi considerado como P'. Este peso total P' é, então, oriundo do processamento térmico da mistura dos componentes, no forno de pelotização. Sob altas temperaturas, esses diversos materiais são calcinados, ocorrendo perda de peso. Exceção se faça, como destacado anteriormente, ao caso dos minérios magnetíticos que ganham peso ao serem oxidados.

Assim, o peso final total de pelotas queimadas (P') é igual ao somatório dos pesos dos constituintes da mistura calcinados, ou seja, alterados em virtude das perdas ao fogo correspondentes.

Anteriormente, foi visto que:

$$P' = P.(100+z)/100$$

Por outro lado, considerando-se as perdas ao fogo dos constituintes, P' também é igual à seguinte expressão:

$$P' = M.(100-fm)/100 + C.(100-fc)/100 + G.(100-fg)/100 + Q.(100-fq)/100 + A.(100-fa)/100 + S.cz/100$$

Vale ressaltar que, no caso do combustível sólido, após a queima, sobram apenas as cinzas.

Igualando-se as duas expressões em P' e simplificando, vem:

$$(100-fc).C + (100-fg).G + (100-fq).Q + (100-fa).A + cz.S - (100+z).P = - M.(100-fm) \quad \text{Eq. 6.8}$$

### 6.9 – O Sistema de 7 Equações que Soluciona o Balanço de Massas.

As 7 equações lineares, Eq. 6.2 a Eq. 6.8, contemplando as 7 variáveis do balanço de massas, **sm, C, G, Q, A, S e P**, (vide tabela 6.3), poderiam ser listadas como a seguir:

$$M.sm + sc.C + sg.G + sq.Q + sa.A + (cz.ss/100).S - [(100.s'p + z.s'p)/100].P = 0 \quad \text{Eq. 6.2}$$

$$cc.C + cg.G + cq.Q + ca.A + (cz.cs/100).S - [(100.c'p + z.c'p)/100].P = - M.cm \quad \text{Eq. 6.3}$$

$$gc.C + gg.G + gq.Q + ga.A + (cz.gs/100).S - [(100.g'p + z.g'p)/100].P = - M.gm \quad \text{Eq. 6.4}$$

$$qc.C + qg.G + qq.Q + qa.A + (cz.qs/100).S - [(100.q'p + z.q'p)/100].P = - M.qm \quad \text{Eq. 6.5}$$

$$x.C + x.G + x.Q + (x-100).A + x.S = - M.x \quad \text{Eq. 6.6}$$

$$y.C + y.G + y.Q + y.A + (y-cfix).S = - M.y \quad \text{Eq. 6.7}$$

$$(100-fc).C + (100-fg).G + (100-fq).Q + (100-fa).A + cz.S - (100+z).P = - M.(100-fm) \quad \text{Eq. 6.8}$$

Este sistema de equações permite calcular as 7 variáveis desejadas, quais sejam:

- **sm** - teor de sílica do minério de ferro em % ;
- **C** - peso do material dosador de CaO;
- **G** - peso de material dosador de MgO;
- **Q** - peso do material dosador de QO;
- **A** - peso do aglomerante;
- **S** - peso do combustível sólido;
- **P** - peso líquido de pelotas produzidas, livre de finos.

O método matemático clássico, utilizado para a resolução de um sistema desta natureza, envolve o uso de matrizes e determinantes. Esses cálculos são complexos e demorados. Dessa forma, optou-se por utilizar a ferramenta SOLVER do programa Excel da Microsoft para resolver o sistema.

Elaborou-se, então, uma planilha Excel com todos os dados de entrada e as 7 equações referidas, desenvolvendo-se um programa de simulação que facilita o planejamento da produção e o estudo de alternativas técnico-econômicas. Tal planilha encontra-se disponível em dispositivo eletrônico, anexado a este documento. A visualização geral dessa planilha eletrônica pode ser feita através da tabela 6.4.

Tabela 6.4 – Planilha Excel para cálculo do balanço de massas de misturas a pelletizar, com a utilização da ferramenta SOLVER.

BALANÇO DE MASSAS EM BASE SECA - DOSAGENS DE ADITIVOS, AGLOMERANTE E COMBUSTÍVEL SÓLIDO EM RELAÇÃO AO PESO DA MISTURA - CUSTOS E CÁLCULOS COMPLEMENTARES																
DADOS DE ENTRADA PARA AS PELOTAS										CÁLCULOS COMPLEMENTARES DA ANÁLISE QUÍMICA DAS PELOTAS (RESULTADOS)						
PELOTA TIPO	% Finos Pelotas	z =	Análise química desejada na PELOTA %					Análise química calculada da PELOTA %								
			SiO2	CaO	MgO	QO=	TiO2	FeT	FeO	SiO2	Al2O3	CaO	MgO	TiO2	P	Σ Outros
Pelota Alto Forno	2,00	z =	2,50	cp = 2,75	gp = 0,50	qp = 0,00	FeT = 65,29	f2+ = 0,20	sp = 2,50	ap = 0,60	cp = 2,75	gp = 0,50	qp = 0,08	pp = 0,029	rp = 0,25	
COMPONENTE DA MISTURA	NOME	DOSAGEM A MISTURA	DADOS DE ENTRADA DAS ANÁLISES QUÍMICAS DO MINÉRIO DE FERRO E ADITIVOS													
			ANÁLISE QUÍMICA %													
			Carbono fixo	Matéria Volátil	Cinzas	SiO2	Al2O3	CaO	MgO	QO = TiO2	P	PF	UMIDADE			
MINÉRIO	Pellet Feed IT	(kg-t-etc) M = 100	-	-	-	sm = -	am = 0,40	cm = 0,05	gm = 0,05	qm = 0,08	pm = 0,025	fm = 0,35	um = 9,00			
DOSADOR CaO	Calc. Calcítico	-	-	-	sc = 2,00	ac = 1,00	cc = 51,00	gc = 1,00	qc = 0,01	pc = 0,060	fc = 44,00	uc = 9,00				
DOSADOR MgO	Calc. Dolomítico	-	-	-	sg = 2,00	ag = 1,00	cg = 38,00	gg = 15,00	qg = 0,01	pg = 0,070	fg = 44,00	ug = 9,00				
DOSADOR QO	Min. Titanífero	-	-	-	sq = 5,00	aq = 2,00	gq = 1,00	qq = 70,00	pq = 0,090	fq = 10,00	uq = 9,00					
AGLOMERANTE	Bentonita	(%) x = 0,50	-	-	sa = 60,00	aa = 18,00	ca = 1,00	ga = 1,00	qa = 0,06	pa = 0,090	fa = 5,00	ua = 9,00				
COMBUSTÍVEL	Antracito	(%) y = 1,10	cfix = 80,00	MV = 5,00	cz = 15,00	ss(*) = 45,00	as(*) = 30,00	cs(*) = 2,00	gs(*) = 1,00	qs(*) = 0,07	ps(*) = 0,070	us = 9,00				
			(*) Análises das cinzas do combustível sólido													
RESULTADOS E CÁLCULOS COMPLEMENTARES																
RESULTADOS			RESULTADOS / MISTURA				CONSUMOS		SOLVER			MISTURAS REFERENCIADAS EM %			RENDIMENTO EM MASSA %	
			COMPONENTE	Base Seca	Base Úmida	Kg / t pelota útil					COMPONENTE	BASE SECA	BASE ÚMIDA	(BASE SECA)		
Teor de Silica do Minério de Ferro			%	Pellet Feed IT	sm = 2,05	-	Base Seca	Base Úmida	EQ1 1E-12	EQ1' 0	DA MISTURA	SECA	ÚMIDA	94,08		
Peso do dosador de CaO para produzir o peso P de pelotas			kg-t-etc	Calc. Calcítico	C = 3,36	3,69	32,96	36,22	EQ2 -5	EQ2' -5	Calc. Calcítico	3,10	3,10	(BASE ÚMIDA)		
Peso do dosador de MgO para produzir o peso P de pelotas			kg-t-etc	Calc. Dolomítico	G = 2,85	3,14	28,03	30,80	EQ3 -5	EQ3' -5	Calc. Dolomítico	2,64	2,64	85,61		
Peso do dosador de QO para produzir o peso P de pelotas			kg-t-etc	Min. Titanífero	Q = 0,00	0,00	0,00	0,00	EQ4 0	EQ4' 0	Min. Titanífero	0,00	0,00	Referência: Peso líquido das pelotas queimadas, excluídos os finos de peneiramento (z %)		
Peso de Aglomerante para produzir o peso P de pelotas			kg-t-etc	Bentonita	A = 0,54	0,59	5,31	5,84	EQ5 -50	EQ5' -50	Bentonita	0,50	0,50			
Peso de Combustível sólido para produzir o peso P de pelotas			kg-t-etc	Antracito	S = 1,49	1,64	14,62	16,06	EQ6 -110	EQ6' -110	Antracito	1,38	1,38			
Peso Líquido de pelotas produzidas (excluídos finos - z%)			kg-t-etc	P = 101,83	-	-	-	-	EQ7 -9965	EQ7' -9965	Pellet Feed IT	92,39	92,39			
Peso líquido pelotas - útil sem finos (P)			101,83	kg-t-etc	Peso Minério = 100,00	109,89	982,04	1079,17	Equações para o SOLVER!			CUSTO VARIÁVEL UNITÁRIO DA MISTURA (base pelota útil)				
Peso de finos produzidos (Pf)			2,04	kg-t-etc	Peso Mistura = 108,24	118,95	1062,96	1168,09	Alerta - Não Altere!			CONDIÇÃO				
Peso Total Pelotas + finos (P')			103,87	kg-t-etc				RESTRIÇÕES SOLVER			PREÇOS DAS MATÉRIAS PRIMAS					
Peso de Minério / Peso de Pelota Útil			0,9820	-				Ca Mg Ti			COMPONENTE					
								0,05 0,05 0			PREÇO BASE SECA					
								51 1 0			\$/ (kg-t-etc)					
								38 15 0			Pellet Feed IT					
								2 1 0			wm = 30					
								1 1 0			Calc. Calcítico					
								2 1 0			wc = 35					
								1 1 0			Calc. Dolomítico					
								2 1 0			wg = 35					
								1 1 0			Min. Titanífero					
								2 1 0			wq = 20					
								1 1 0			Bentonita					
								2 1 0			wa = 120					
								1 1 0			Antracito					
								2 1 0			ws = 150					
											Finos de Pelotas					
											wpf = 30					
<p>OBS: 1) Só altere as células de entrada de dados destacadas em <b>amarelo</b>. Elas referem-se a entrada de dados conhecidos, desejados ou estimados.</p> <p>2) <b>Não altere os demais células</b>, de outras cores. Elas contêm fórmulas para cálculos diversos. <b>Em hipótese alguma podem ser deletadas</b>.</p> <p>3) Relativamente aos dados de entrada, quando não se quiser dosar à pelota <b>CaO, MgO ou QO</b>, deve-se entrar com o <b>valor 0 (zero)</b> na célula correspondente, destacada no campo "Análise Química Desejada na Pelota %".</p> <p>4) No estudo de custos de misturas, viabilidade de matérias primas, otimização de processos, etc, é importante verificar como os materiais são contabilizados em termos de custos/preços. Há matérias primas que são em base úmida.</p> <p>5) Todas as variáveis estão descritas e caracterizadas no capítulo 6 do livro correspondente.</p> <p>6) O SOLVER sempre encontrará uma solução para o problema, a não ser que os dados de entrada sejam incompatíveis.</p> <p>7) O solver deve ser operado na aba <b>dados</b>, função <b>Solver</b> indicada no topo da planilha, à direita. O método de solução deve ser o <b>LP Simplex</b>. Daí, após a entrada dos dados é só <b>clique</b> a tecla <b>resolver</b>. Não é necessário dizer que nenhuma alteração <b>pode</b> ser feita na planilha do solver.</p> <p>8) O teor de umidade das matérias primas deve ser considerado, conforme aquele da aquisição ou de recebimento na usina de pelletização. Não é o teor de umidade, no misturador e/ou pelletamento.</p> <p>9) Para manter a linearidade do SOLVER, na busca de uma solução para o sistema de equações do balanço de massas, o valor do peso de minério de ferro M deve estar no intervalo: <b>10 &lt;= M &lt;= 100.000</b></p>																
* Os preços de aquisição, venda e ou transferência devem ser em base seca, C&F ou FOB usina de pelletização. O preço dos finos de pelotas refere-se ao preço de venda.																

### 6.10 – Cálculos Complementares do Balanço de Massas.

Esses cálculos complementares, derivados da resolução do balanço de massas, possibilitam uma análise e avaliação mais amplas do processo de produção de pelotas de minério de ferro. Assim, esses cálculos foram, também, introduzidos na planilha Excel, conforme mostra a tabela 6.4.

#### a) Peso de finos de pelotas (Pf).

Conforme definição anterior, o percentual desses finos (z %) foi referenciado ao peso final de pelotas, livre desses finos (P).

É evidente que em plantas de pelotização onde não haja peneiramento das pelotas queimadas,  $z = Pf = 0$ . Assim, pode-se escrever que:

$$Pf = z.P/100 \quad \text{Eq. 6.9}$$

#### b) Peso total de pelotas produzidas (P').

De acordo com as definições anteriores, o peso total de pelotas produzidas, à saída do forno, seria:

$P' = P + Pf$ . Substituindo-se o valor de Pf, obtido na equação Eq. 6.9 e simplificando, vem:

$$P' = (100+z).P/100 \quad \text{Eq. 6.10}$$

#### c) Composição da mistura a pelotizar em base seca (%).

Os pesos dos componentes da mistura a pelotizar foram calculados pelo balanço de massas, de acordo com a seguinte nomenclatura:

- M - peso do minério de ferro (um valor qualquer - dado de entrada)
- C - peso do material dosador de CaO;
- G - peso de material dosador de MgO;
- Q - peso do material dosador de QO;
- A - peso do aglomerante;
- S - peso do combustível sólido.

Essas variáveis foram calculadas em relação ao peso M, estipulado para o minério de ferro e considerado como dado de entrada para o balanço de massas. Assim, o peso total da mistura a pelotizar (Pm) pode ser escrito como:

$$Pm = M+C+G+Q+A+S \quad \text{Eq. 6.11}$$

Destas considerações, pode-se deduzir a composição percentual da mistura em base seca, escrevendo-se as seguintes equações:

- $M_s \% = 100.M/P_m$  - percentual de minério de ferro, em base seca; Eq. 6.12
- $C_s \% = 100.C/P_m$  - percentual de dosador de CaO, em base seca; Eq. 6.13
- $G_s \% = 100.G/P_m$  - percentual de dosador de MgO, em base seca; Eq. 6.14
- $Q_s \% = 100.Q/P_m$  - percentual de dosador de QO, em base seca; Eq. 6.15
- $A_s \% = 100.A/P_m$  - percentual de aglomerante, em base seca; Eq. 6.16
- $S_s \% = 100.S/P_m$  - percentual de combustível sólido, em base seca. Eq. 6.17

d) Composição da mistura a pelletizar em base úmida (%).

Os materiais e componentes das misturas a pelletizar, minério de ferro e aditivos, são recebidos nas empresas, contendo algum teor de umidade (vide tabela 6.2). Para a definição da pilha de mistura, ou mesmo dos pesos de aditivos a serem demandados, é importante conhecer os pesos úmidos desses materiais e, por conseguinte, a composição da mistura em base úmida.

Conhecidos os pesos secos desses componentes, definidos ou calculados pelo balanço de massas, M, C, G, Q, A e S e os respectivos teores de umidade, um, uc, ug, uq, ua e us, os pesos úmidos podem ser calculados, através da equação genérica de definição do teor de umidade (u%):

$$u \% = 100.(P_u - P_s)/P_u$$

Onde: u – teor de umidade (%),  $P_u$  – peso úmido e  $P_s$  – peso seco.

Desdobrando a equação, vem:

$$u.P_u = 100.P_u - 100.P_s \text{ ou, } P_u.(100-u) = 100.P_s, \text{ resultando,}$$

$$P_u = 100.P_s/(100-u) \tag{Eq. 6.18}$$

Utilizando-se a equação Eq. 6.18 e os dados dos componentes da mistura já referidos (pesos secos e teores de umidade), podem ser calculados os pesos úmidos correspondentes, por analogia, resultando:

- $M' = 100.M/(100-u_m)$  - peso úmido do minério de ferro; Eq. 6.19
- $C' = 100.C/(100-u_c)$  - peso úmido do material dosador de CaO; Eq. 6.20
- $G' = 100.G/(100-u_g)$  - peso úmido do material dosador de MgO; Eq. 6.21
- $Q' = 100.Q/(100-u_q)$  - peso úmido do material dosador de QO; Eq. 6.22
- $A' = 100.A/(100-u_a)$  - peso úmido do aglomerante; Eq. 6.23
- $S' = 100.S/(100-u_s)$  - peso úmido do combustível sólido. Eq. 6.24

O peso úmido total da mistura a pelletizar ( $P_m'$ ) é dado por:

$$P_m' = M' + C' + G' + Q' + A' + S' \tag{Eq. 6.25}$$

Daí, conforme feito para os componentes secos, pode-se calcular a composição percentual da mistura em base úmida, conhecendo-se os pesos úmidos, calculados acima. O conhecimento da mistura em base úmida auxilia bastante o planejamento de pilhas de minério para pelotização. Destas considerações, resulta então:

- $Mu' \% = 100.M'/Pm'$  - % de minério de ferro, em base úmida; Eq. 6.26
- $Cu' \% = 100.C'/Pm'$  - % de material dosador de CaO, base úmida; Eq. 6.27
- $Gu' \% = 100.G'/Pm'$  - % de material dosador de MgO, base úmida; Eq. 6.28
- $Qu' \% = 100.Q'/Pm'$  - % de material dosador de QO, base úmida; Eq. 6.29
- $Au' \% = 100.A'/Pm'$  - % de aglomerante, em base úmida; Eq. 6.30
- $Su' \% = 100.S'/Pm'$  - % de combustível sólido, em base úmida. Eq. 6.31

e) Rendimentos em massa na pelotização (%).

Durante a queima das pelotas cruas nos fornos de pelotização, há uma considerável perda de massa, associada a vários fatores, tais como:

- Evaporação da umidade das pelotas cruas (perda de H<sub>2</sub>O),
- Desidratação de compostos com conteúdo de água no estado cristalino (perda de H<sub>2</sub>O),
- Calcinação de componentes calcários (perda de CO<sub>2</sub>) e de outros componentes da mistura (extinção de voláteis),
- Combustão de combustível sólido adicionado à mistura de pelotização (perda de CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, SO<sub>2</sub>),
- Outras perdas em forma de poeira, finos de peneiramento das pelotas queimadas, etc.

Nesse aspecto, é importante lembrar que, no caso da pelotização de minério magnetítico, há um ganho de peso de 3,5%, associado à oxidação da magnetita presente na mistura de pelotização, conforme já mencionado no capítulo 6. Nesse caso, a perda de massa total é menor que naquele da pelotização de minério hematítico.

O rendimento em massa pode ser definido como a relação percentual entre o peso líquido de pelotas produzidas, livre de finos, P, já calculado pelo balanço de massas e o peso total da mistura a ser pelotizada. Assim, podem ser calculados os rendimentos em massa na base seca, R<sub>m</sub>, e na base úmida, R<sub>m</sub>'. Para a representação das 2 equações que expressam esses rendimentos em massa, há de se considerar as expressões Eq. 6.11 e Eq. 6.25, as quais mostram os pesos secos e úmidos das misturas de pelotização, respectivamente: P<sub>m</sub> e P<sub>m</sub>'.

Dentro destas considerações, pode-se escrever que:

$$R_m \% = 100. P/P_m - \text{Rendimento em Massa, na base seca, e} \quad \text{Eq. 6.32}$$

$$Rm' \% = 100.P/Pm' - \text{Rendimento em Massa, na base úmida.} \quad \text{Eq. 6.33}$$

Os rendimentos em massa devem ser calculados com o peso líquido de pelotas (P), sem finos, que representa o montante de produto comercializável. No caso das plantas de pelotização em que não haja peneiramento das pelotas queimadas, e em que outras perdas de massa sejam irrelevantes (pós, poeira, etc), há de se fazer na tabela de dados de entrada do balanço de massas (tabela 6.1) “ z = 0 “. E, nesse caso, P = P', conforme mostra a equação Eq. 6.10.

f) Consumos específicos de minério de ferro e de aditivos.

Quando se estuda o balanço de massas da pelotização, é muito importante determinar os consumos específicos de minério de ferro e aditivos, quer seja em base seca, quer seja em base úmida. Esses consumos devem ser referenciados ao peso líquido de pelotas produzidas (P), livre de finos e pós, conhecido e calculado pelo sistema de equações. Normalmente, esses consumos são calculados e expressos pela unidade: kgf de minério ou aditivo / t de pelotas.

Considerando-se que a unidade de peso do balanço de massas, para todos os materiais, seja a tonelada (t), há de se fazer a conversão t → kgf para os consumos de minério e aditivos (fator = 1.000).

- Cálculo dos Consumos Específicos em base seca.

Anteriormente, foi evidenciado que os pesos dos componentes da mistura a pelotizar foram calculados pelo balanço de massas, de acordo com a seguinte nomenclatura:

- M - *peso seco* do minério de ferro (um valor qualquer - dado de entrada);
- C - *peso seco* do material dosador de CaO;
- G - *peso seco* de material dosador de MgO;
- Q - *peso seco* do material dosador de QO;
- A - *peso seco* do aglomerante;
- S - *peso seco* do combustível sólido.

Também, foi calculado o peso líquido final de pelotas produzido, expresso pela variável P. Considerando-se a conversão t → kgf para os pesos de minério e aditivos, resultam os seguintes consumos específicos em base seca e expressos por kgf/t:

- CEM = 1000.M/P - Consumo específico de minério de ferro; Eq. 6.34
- CEC = 1000.C/P - Consumo específico de material dosador de CaO; Eq. 6.35
- CEG = 1000.G/P - Consumo específico de material dosador de MgO; Eq. 6.36
- CEQ = 1000.Q/P - Consumo específico de material dosador de QO; Eq. 6.37
- CEA = 1000.A/P - Consumo específico de aglomerante; Eq. 6.38
- CES = 1000.S/P - Consumo específico de combustível sólido. Eq. 6.39

▪ Cálculo dos Consumos Específicos em base úmida.

Analogamente aos consumos específicos em base seca, os equivalentes em base úmida serão calculados, considerando-se os pesos úmidos de minério e aditivos, determinados anteriormente no item 6.10 – d. Esses pesos úmidos foram expressos por:

- $M' = 100.M/(100-um)$  - peso úmido do minério de ferro;
- $C' = 100.C/(100-uc)$  - peso úmido do material dosador de CaO;
- $G' = 100.G/(100-ug)$  - peso úmido do material dosador de MgO;
- $Q' = 100.Q/(100-uq)$  - peso úmido do material dosador de QO;
- $A' = 100.A/(100-ua)$  - peso úmido do aglomerante;
- $S' = 100.S/(100-us)$  - peso úmido do combustível sólido.

Daí, resulta que os consumos específicos, base úmida, em kgf/t, seriam calculados por:

- $CEM' = 1000.M'/P$  - Consumo específico de minério de ferro; Eq. 6.40
- $CEC' = 1000.C'/P$  - Consumo específico de dosador de CaO; Eq. 6.41
- $CEG' = 1000.G'/P$  - Consumo específico de dosador de MgO; Eq. 6.42
- $CEQ' = 1000.Q'/P$  - Consumo específico de dosador de QO; Eq. 6.43
- $CEA' = 1000.A'/P$  - Consumo específico de aglomerante; Eq. 6.44
- $CES' = 1000.S'/P$  - Consumo específico de combustível sólido. Eq. 6.45

g) Avaliação de custo variável unitário da mistura de pelletização.

Para a avaliação do custo variável da mistura a pelletizar, calculada pelo balanço de massas, é necessário conhecer os preços dos diversos componentes em base C&F - Usina de Pelotização. Há de se considerar a base seca nos cálculos e proceder a conversão adequada, caso algum componente da mistura seja adquirido em base úmida. A bentonita, por exemplo, por ser higroscópica, é sempre adquirida com um teor de umidade na faixa de 10 a 12%. O combustível sólido, o calcário e outros aditivos são, também, comprados com certo teor de umidade. Daí, a necessidade do conhecimento pelas áreas de controle e planejamento da forma de aquisição dos diversos materiais da mistura. Na comercialização desses materiais, incluindo-se o minério de ferro, a base seca é preferencialmente adotada. Afinal, os consumidores não querem pagar por fretes de água (umidade) nem estabelecer controles adicionais no recebimento.

Outro ponto importante nesta análise do custo da mistura diz respeito aos finos de peneiramento das pelotas queimadas (< 5 mm). Tais finos têm a mesma composição química das pelotas e carregam parte das matérias primas da mistura de pelletização. Algumas empresas os recirculam no processo, como alimentação dos moinhos. Porém, têm dureza muito elevada e reduzem a eficiência da moagem. Outras preferem vendê-los como sinter feed ou enviá-los a outras áreas da empresa a preços de transferência

acordados. Nessas duas últimas condições, poderá ser considerado um crédito para a seção de mistura/pelotamento, com conseqüente redução do custo variável da mistura de pelletização.

Para a avaliação do custo variável unitário da mistura, há de se tomar os pesos dos componentes em base seca, já calculados pelo balanço de massas, M, C, G, Q, A e S, além dos pesos de pelotas queimadas, livre de finos, P, e dos finos de peneiramento, Pf. Também, há de se considerar os preços de aquisição dos componentes da mistura, em base seca, e o preço de transferência e ou venda dos finos de peneiramento (crédito). A tabela 6.5 mostra esses dados conhecidos, de forma consolidada.

Tabela 6.5 – Pesos e preços unitários dos componentes da mistura e finos de pelotas, (Wpf é o preço de venda ou transferência dos finos de peneiramento das pelotas).

MATERIAL (base seca)	PESO	PREÇO UNITÁRIO
Minério de ferro	M	Wm
Dosador de CaO	C	Wc
Dosador de MgO	G	Wg
Dosador de QO	Q	Wq
Aglomerante	A	Wa
Combustível sólido	S	Ws
Pelotas (sem finos)	P	-
Finos de pelotas (< 5 mm)	Pf	Wpf

Considerando-se os valores da tabela 6.5, pode-se dizer que o custo total dos materiais componentes da mistura, CT, para a fabricação da pelota especificada e calculada pelo balanço de massas (vide planilha Excel – tabela 6.4), poderia ser escrito por:

$$CT = M.Wm + C.Wc + G.Wg + Q.Wq + A.Wa + S.Ws \quad \text{Eq. 6.46}$$

Porém, caso os finos de pelotas queimadas sejam vendidos, poderá ser considerado um crédito à seção de mistura/pelotamento, reduzindo-se o custo total da mistura, CT', o qual poderia ser expresso por:

$$CT' = M.Wm + C.Wc + G.Wg + Q.Wq + A.Wa + S.Ws - Pf.Wpf \quad \text{Eq. 6.47}$$

Considerando-se as equações de CT e CT', os custos variáveis unitários da mistura a pelletizar, CTu e CTu', adicionados à planilha Excel do balanço de massas, seriam dados por:

$$CTu = (M.Wm + C.Wc + G.Wg + Q.Wq + A.Wa + S.Ws)/P, \text{ (sem crédito de finos de pelotas),} \quad \text{Eq. 6.48}$$

e

$$CTu' = (M.Wm + C.Wc + G.Wg + Q.Wq + A.Wa + S.Ws - Pf.Wpf)/P - \text{ com crédito de finos.} \quad \text{Eq. 6.49}$$

Caso se desejasse calcular apenas o custo unitário dos aditivos dosados ao minério de ferro, CAu, poderia ser usada a seguinte equação:

$$CAu = (C.Wc + G.Wg + Q.Wq + A.Wa + S.Ws)/P \quad \text{Eq. 6.50}$$

h) Estimativa do teor de ferro e da análise química final da pelota queimada.

Considerem-se os dados de entrada do balanço de massas, mostrados nas tabelas 6.1 e 6.2. Foram utilizados para o cálculo das 7 variáveis fundamentais, discriminadas na tabela 6.3. Conforme já mencionado, os dados da análise química desejada para a pelota queimada  $cp'$ ,  $gp'$  e  $qp'$  orientam os cálculos do sistema e as dosagens dos compostos CaO, MgO e QO, respectivamente. Quando não se desejar dosar um desses compostos, deve-se fazer o valor correspondente igual a zero ( $cp'$  e ou  $gp'$  e ou  $qp' = 0$ ). Neste último caso, o teor do composto correspondente na pelota queimada será residual, fruto das concentrações desse composto nos componentes da mistura a pelletizar.

O teor de FeO da pelota queimada ( $f_{2+}$ ), discriminado na tabela 6.4, normalmente é baixo e poderia ser desprezado. Industrialmente, a atmosfera reinante nos fornos de pelletização é muito oxidante, de forma que o teor de FeO assume valores da ordem de 0,5%. Este também é um *dado de entrada do balanço de massas*, e deve-se tomar um valor histórico, característico do tipo de pelotas que se esteja analisando. No caso da sinterização, onde ocorre redução parcial do minério de ferro, o teor de FeO no sinter é bem mais elevado, situando-se na faixa de 5 a 10%. Caso se deseje utilizar este balanço de massas para a sinterização, há de se fazer pequenos ajustes nas equações que envolvam o peso final de produto produzido (P), haja vista que a redução é acompanhada de perda de peso (perda de oxigênio:  $Fe_2O_3 \rightarrow Fe_3O_4 \rightarrow FeO$ ).

Além dos elementos e compostos destacados nas tabelas, há outros residuais na pelota queimada, oriundos dos componentes da mistura. Somando-se a estes a perda ao fogo, também residual, adotou-se a simbologia  $\Sigma$  Outros ( $rp$ ), para designar esse complemento da análise química final das pelotas. Normalmente, esse teor complementar é baixo e deve ser considerado com base em dados históricos, relativos ao tipo de pelota em estudo. Trata-se de um dado de entrada, conforme destacado na tabela 6.4.

Feitas essas considerações e tendo-se em vista os resultados calculados pelo balanço de massas, tabela 6.3, pode-se escrever para a composição das pelotas queimadas que:

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{FeO} + \text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO} + \text{QO} + \text{P}_2\text{O}_5 + \Sigma \text{ Outros} = 100 \% \quad \text{Eq. 6.51}$$

Há de se considerar os seguintes pontos, para o desdobramento desta equação:

- Conforme relatado, FeO (fe<sup>2+</sup>) e  $\Sigma$  Outros (rp) são dados conhecidos, históricos.
- O ferro total da pelota queimada (FeT) igual ao somatório dos teores de ferro contidos na hematita, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, e no FeO: FeT = Fe (hematita) + Fe (FeO).
- Através da estequiometria, verifica-se que o Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> e o FeO contêm 70% e 78% de Fe, respectivamente.
- Na análise química da pelota, é indicado o teor do elemento fósforo, P. Porém, na constituição mineralógica da pelota, ele aparece na forma de óxido, P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>. Cálculos estequiométricos mostram que o P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> tem 44% de P.
- Com os dados das tabelas 6.1, 6.2 e 6.3, os teores de SiO<sub>2</sub> (sp), Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (ap), CaO (cp), MgO (gp), QO (qp) e P (pp) da pelota queimada podem ser calculados, cálculos esses que também comprovarão a exatidão dos dados de saída do balanço de massas, conforme mostra a tabela 6.4.
- Esses teores da pelota queimada poderão ser calculados através da equação geral Eq. 6.1, que, nesse caso específico, possibilita o cálculo do teor de sílica (sp):

$$sp = \frac{(sm.M/100 + sc.C/100 + sg.G/100 + sq.Q/100 + sa.A/100 + cz.S.ss/10.000).100}{[P.(100+z)/100]}$$

Assim, os demais teores, ap, cp, gp, qp e pp podem ser calculados por analogia, substituindo-se nesta equação os teores de sílica dos diversos componentes da mistura pelos teores de alumina, em seguida pelos teores de CaO, e, assim procedendo, sucessivamente, até os teores de fósforo.

Tendo-se, então, todos esses dados calculados, a equação Eq. 6.51 poderia ser escrita como:

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 + (\text{fe}^{2+}) + sp + ap + cp + gp + qp + pp/0,44 + rp = 100 \quad \text{Eq. 6.52}$$

Por outro lado, o teor de ferro total da pelota é dado por:

$$\text{FeT} = (\text{Fe}_2\text{O}_3).0,70 + (\text{fe}^{2+}).0,78. \text{ Daqui, resulta:}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = [\text{FeT} - (\text{fe}^{2+}).0,78]/0,70. \text{ Substituindo-se na Eq. 6.52, tem-se:}$$

$$\text{FeT} - (\text{fe}^{2+}).0,78 + (\text{fe}^{2+}).0,70 = (100 - sp - ap - cp - gp - qp - pp.2,27 - rp).0,70$$

Simplificando, resulta:

$$\text{FeT} = 0,70. (100 - sp - ap - cp - gp - qp - 2,27.pp - rp) + 0,08.(\text{fe}^{2+}) \quad \text{Eq. 6.53}$$

Com esta equação, calcula-se o teor de ferro total da pelota, concluindo-se o balanço de massas da pelotização, conforme mostrado na planilha Excel da tabela 6.4.

i) Considerações sobre a ferramenta SOLVER e a planilha Excel da Microsoft.

Todos os cálculos e considerações, discutidos neste capítulo 6, foram incorporados à planilha Excel da tabela 6.4, a qual foi disponibilizada em dispositivo eletrônico anexado a este livro. Utilizou-se a opção Solver da aba Dados da planilha para resolver o sistema de equações lineares, desenvolvido anteriormente.

A planilha é autoexplicativa para aqueles que possuam um mínimo conhecimento de Excel e que tenham se familiarizado com os conceitos gerais explanados neste capítulo.

No entanto, para que se faça uma melhor utilização, alguns pontos devem ser destacados:

1. O balanço de massas pode atender a qualquer tipo de minério de ferro. No caso dos magnetíticos, devido ao ganho de massa na oxidação, deve-se introduzir o sinal negativo na perda ao fogo.
2. Com menor precisão, poderá ser utilizado para a Sinterização de minério de ferro. A imprecisão é devida à pequena redução do minério durante o processo (geração de FeO), com conseqüente perda de peso.
3. Todos os dados de entrada do balanço estão indicados na planilha, tabela 6.4, por células sombreadas em amarelo. Apenas essas células podem ser modificadas, nos estudos e simulações.
4. Os 7 resultados do sistema de equações lineares estão indicados nas células sombreadas em verde.
5. Os resultados dos cálculos complementares ao balanço de massas estão indicados nas células sombreadas na cor areia.
6. As equações lineares e as restrições impostas estão colocadas numa área da planilha sombreada em cinza. Em hipótese alguma, poderão ser alteradas.
7. Conforme já discutido anteriormente, após a análise, definição e inserção dos dados de entrada do balanço na planilha, deve-se clicar no botão **RESOLVER**, situado no canto superior direito. O Solver irá Executar o programa e indicar se encontrou uma solução. Se positivo, deve-se então clicar em **OK**. Se negativo, é necessário rever os dados de entrada e sua compatibilidade.

### CONSIDERAÇÕES SOBRE O CONSUMO DE ENERGIA TÉRMICA NA PELOTIZAÇÃO

A pelletização de minério de ferro é uma atividade intensiva em consumo de energia, seja elétrica, seja térmica (calor). Para a obtenção de pelotas de boa qualidade, as pelotas cruas necessitam ser aquecidas a temperaturas médias da ordem de 1300 oC, de forma que várias reações físico-químicas ocorram e a consolidação do aglomerado seja obtida. A energia térmica responde por parcela apreciável do custo de transformação, associado à pelletização. Num circuito produtivo que inclua a moagem do minério de ferro, o custo de energia térmica pode chegar a valores de 30-40% do custo de transformação minério-pelota, (minério hematítico).

Os minérios hematíticos consomem muito mais calor que os magnetíticos. Conforme já comentado anteriormente, os magnetíticos são oxidados dentro dos fornos de pelletização, através de reação altamente exotérmica. O calor gerado nessa reação, no interior das pelotas, acelera o processamento térmico e reduz o aporte externo de calor, (demandas adicionais de óleo combustível, gás natural, combustível sólido, etc.). Para minimizar o consumo de calor na pelletização de minérios hematíticos, muitas empresas adicionam combustível sólido às pelotas cruas. A queima desse combustível no interior das pelotas aporta, diretamente, parte do calor necessário ao processo, com um maior rendimento térmico.

O balanço térmico de fornos de pelletização já foi bastante estudado e encontra-se disponível na literatura técnica. <sup>( 8 )</sup> Quando analisando o assunto, é importante caracterizar o tipo de minério de ferro e a tecnologia de pelletização, pois estes fatores afetam significativamente os resultados. O balanço térmico de fornos de pelletização não será tema desta abordagem. Pensa-se que seja mais interessante caracterizar o *consumo mínimo teórico de calor para se produzir 1 tonelada de pelotas*, a partir de minérios *hematítico e magnetítico*. Tendo-se os consumos teóricos como referência, é possível analisar, genericamente, o desempenho de um forno de pelletização e a eficiência térmica do processamento de queima das pelotas.

Para a formação das pelotas cruas, nos discos ou tambores de pelotamento, o teor de umidade da mistura de minério de ferro e aditivos deve ser ajustado ao *ponto ótimo*. Um valor aquém desse ponto conduz à formação de pelotas cruas de qualidade inferior e à perda de produtividade no pelotamento. Por outro lado, um excesso de umidade prejudica a etapa seguinte de queima das pelotas, pois esse excedente tem de ser evaporado, causando aumento do consumo de energia térmica no forno. A

rigor, o teor de umidade ótima deveria ser determinado para cada composição de mistura a pelletizar. No entanto, ainda não há ensaios de laboratório padronizados para tal. Porém, existe metodologia experimental desenvolvida por institutos de pesquisa japoneses, ainda em processo de avaliação pelos produtores de pelotas. <sup>(1)</sup>

No processamento térmico das pelotas no interior dos fornos de pelletização, há de se considerar os seguintes fenômenos físico-químicos, dentre outros possíveis:

- Aquecimento e evaporação da umidade das pelotas cruas;
- Desidratação de eventuais compostos com água no estado cristalino, [limonita, Goethita,  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\text{Mg(OH)}_2$ , etc.];
- Calcinação de carbonatos, [ $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{MgCO}_3$ ,  $\text{Ca.Mg(CO}_3)_2$ , etc.];
- Reações de escorificação para a consolidação cerâmica, ( $\text{CaO.SiO}_2$ ,  $2\text{CaO.SiO}_2$ ,  $\text{CaO.Fe}_2\text{O}_3$ , etc.);
- No caso de minério magnetítico ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ), reação de oxidação para a hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ), com liberação de calor;
- Aquecimento das pelotas a 1300 oC;
- Resfriamento das pelotas de 1300 a 100 oC, e recuperação de todo esse calor para o sistema de queima das pelotas (calor liberado pelas pelotas no resfriamento de 1300 a 100 oC).

No mínimo, esses são os processos que devem ser considerados em cálculos de quantidade teórica de calor para a pelletização de minério de ferro.

As reações de combustível sólido (antracito, coke breeze, etc.), eventualmente adicionado às pelotas cruas, não são consideradas no presente cálculo. Esse aditivo confere energia térmica às pelotas, atuando como uma fonte externa de calor, à semelhança do óleo combustível, gás natural, carvão pulverizado, etc., que são queimados nos queimadores dos fornos de pelletização. É evidente que, em se tratando de calcular o balanço térmico do forno de pelletização, o combustível sólido teria de ser considerado.

Para o desenvolvimento do cálculo proposto, é necessário definir algumas premissas e determinar a composição da mistura de constituintes, para a produção de 1 tonelada de pelotas queimadas. Essa mistura pode ser determinada pelo balanço de massas, discutido no capítulo 6, utilizando-se a ferramenta Solver do Excel.

### 7.1 – MINÉRIO HEMATÍTICO: Cálculo da quantidade teórica de calor para produção de 1 tonelada de pelotas. <sup>(1,8,9)</sup>

As seguintes premissas foram consideradas para este caso:

- Minério hematítico, com 0,5% de perda ao fogo;

- As quantidades de calor foram calculadas em relação ao estado padrão: 25 oC ou 298 oK e 1 atm;
- Pelotas contendo 1%, 3% e 5% de SiO<sub>2</sub>. Estes tipos de pelotas são representativos da realidade industrial, pois cobrem os campos de produtos para uso em alto-forno e redução direta. Desenvolvidos os cálculos para estas pelotas, é possível executar cálculos similares para qualquer outro tipo;
- Para simplificação, considerou-se a basicidade binária CaO/SiO<sub>2</sub> = 0,93, igual à do composto CaO.SiO<sub>2</sub>. Assim, toda a sílica reage com o CaO, estequiometricamente, não havendo sobras desses compostos. Esta foi a única reação de escória levada em consideração nos cálculos. As outras possíveis foram desprezadas;
- Dosador de CaO: calcário calcítico. Para simplificação dos cálculos das quantidades de calor, o calcário foi considerado puro, sem contaminação, e contendo 100% de CaCO<sub>3</sub>. Esta hipótese não tem influência significativa nos resultados;
- Aglomerante: bentonita, no montante de 0,5% em relação ao peso da mistura a pelotizar;
- Umidade das pelotas cruas: igual a 9%, valor comum em plantas industriais;
- A temperatura das pelotas cruas foi fixada em 35 oC, ou 308 oK, temperatura, típica daquela verificada em plantas industriais de pelotização;
- Estabeleceu-se que as pelotas deveriam ser aquecidas até atingir a temperatura de 1300 oC, ou 1573 oK. No processo Traveling Grate, diferentemente do processo Grate-Kiln, ao final da zona de queima, há uma diferença significativa entre as temperaturas das camadas de topo e fundo do leito de pelotas. Uma boa condição de queima é aquela em que o valor médio dessas temperaturas seja da ordem de 1300 oC;
- Para simplificação dos cálculos relativos ao aquecimento das pelotas a 1300 oC, estabeleceu-se que elas eram compostas de 100% de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Considerou-se ainda que a fase predominante a 35 oC, no início do aquecimento, era a *Hematita alfa* e que a 1300 oC era a *fase Hematita gama*;
- As pelotas processadas foram resfriadas de 1300 a 100 oC (1573 a 373 oK) e, hipoteticamente, todo esse calor foi recuperado para o sistema e totalmente incorporado às pelotas em estágio de queima. Foi considerada a temperatura final das pelotas igual a 100 oC, com predominância da *fase Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> alfa*. Tal temperatura pode ser atingida nos modernos fornos de pelotização.

Levando-se os valores destas premissas ao programa Excel do balanço de massas, resultaram as composições das pelotas cruas para a produção de 1 tonelada de pelotas queimadas, com 1%, 3% e 5% de SiO<sub>2</sub>, conforme mostra a tabela 7.1.

Pelos dados apresentados na tabela 7.1, verifica-se que ao crescer o teor de sílica da pelota de 1% para 5% a quantidade de calcário aumentou significativamente.

Da mesma forma, mesmo com a umidade constante em 9%, houve um acréscimo progressivo do peso de água. Em consequência, o peso total de pelotas cruas para produzir 1 t de pelotas queimadas saltou de 1.112,76 para 1.147,81 kg. Assim, quando se aumenta o teor de sílica da pelota, mantendo-se a basicidade binária constante, há uma progressiva perda de rendimento em massa para a produção de 1 t de pelota.

Isso, naturalmente, acarreta maiores consumos de calor para a calcinação do calcário adicional e para a vaporização do peso de água excedente. Observa-se, também, uma progressiva redução no consumo de minério de ferro, haja vista os valores crescentes de sílica e de adição de calcário.

Tabela 7.1 – Composição das pelotas cruas *hematíticas* para produção de 1 tonelada de pelotas queimadas.

COMPONENTE DA PELOTA CRUA (Premissas - balanço de massas)	1% SiO <sub>2</sub>		3% SiO <sub>2</sub>		5% SiO <sub>2</sub>	
	Peso (kg)	%	Peso (kg)	%	Peso (kg)	%
Minério de ferro hematítico - Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	990,38	89,0	969,76	85,8	949,15	82,7
Calcário calcítico - CaCO <sub>3</sub>	17,17	1,5	53,65	4,7	90,14	7,9
Bentonita	5,06	0,5	5,14	0,5	5,22	0,5
Umidade - H <sub>2</sub> O	100,15	9,0	101,74	9,0	103,30	9,0
Total	1112,76	100,0	1.130,29	100,0	1.147,81	100,0

A tabela 7.2 mostra os resultados referentes à quantidade teórica de calor para a produção de 1t de pelotas hematíticas, dentro das premissas estabelecidas. Os cálculos foram realizados, utilizando-se uma planilha Excel da Microsoft, onde o modelo foi construído, baseando-se nos princípios da termodinâmica, termoquímica e nas premissas anteriormente estabelecidas. As etapas e as equações para cálculos das quantidades de calor estão discriminadas nessa planilha, a qual faz parte deste documento, estando disponibilizada em meio eletrônico. Através dessa planilha, é possível desenvolver outros estudos e simulações, apenas alterando as células sombreadas em amarelo.

Considerando-se as premissas estabelecidas e analisando-se os dados da tabela 7.2, poderiam ser feitos os seguintes comentários:

Tabela 7.2 – Cálculo da quantidade teórica de calor para produção de 1 t de pelota hematítica.

<b>TEOR DE SÍLICA DA PELOTA - SiO2 %</b>	<b>1,00</b>	<b>3,00</b>	<b>5,00</b>
<i>Basicidade da Pelota - CaO/SiO2</i>	0,93	0,93	0,93
<b>ETAPAS DO PROCESSAMENTO TÉRMICO DAS PELOTAS</b>			
<b>1 - AQUECIMENTO E VAPORIZAÇÃO DA ÁGUA DAS PELOTAS CRUAS COM 9% DE UMIDADE</b>			
Peso da água na pelota crua - do balanço de massas (g)	100.150	101.740	103.310
Mol H2O (g)	18,00	18,00	18,00
No. Moles H2O	5.563,89	5.652,22	5.739,44
Aquecimento de 35 a 100 oC ou 308 a 373 oK; Entalpia da água = f (T), sendo T em oK: $\Delta H(T) = (HT - H298) = 18,04.T - 5379 \text{ cal/mol}$			
$\Delta H(308) = (18,04.308 - 5379) \cdot (\text{no. moles})/1000 \text{ kcal}$	986,59	1.002,25	1.017,72
$\Delta H(373) = (18,04.373 - 5379) \cdot (\text{no. moles})/1000 \text{ kcal}$	7.510,80	7.630,05	7.747,79
<b><math>\Delta H1</math> aquecimento da água de 35 a 100 oC = <math>\Delta H373 - \Delta H308 \text{ Kcal}</math></b>	<b>6.524</b>	<b>6.628</b>	<b>6.730</b>
Evaporação $\Delta H$ (ebulição) - kcal/mol	9,82	9,82	9,82
<b><math>\Delta H2</math> de vaporização da água = <math>\Delta H</math> (ebulição) . (no. Moles) kcal</b>	<b>54.637</b>	<b>55.505</b>	<b>56.361</b>
<b>2 - CALCINAÇÃO DO CALCÁRIO - Reação endotérmica</b>			
Reação de calcinação: $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$			
Entalpias de Formação desses compostos - $\Delta H_o(298)$ - kcal/mol			
$\Delta H_{\text{CaCO}_3}$	-288,40	-288,40	-288,40
$\Delta H_{\text{CaO}}$	-151,60	-151,60	-151,60
$\Delta H_{\text{CO}_2}$	-94,10	-94,10	-94,10
$\Delta H$ da reação de calcinação do calcário = $(\Delta H_{\text{CaO}} + \Delta H_{\text{CO}_2}) - \Delta H_{\text{CaCO}_3}$ - Kcal (endotérmica)	42,70	42,70	42,70
Mol do $\text{CaCO}_3$ (g)	100,00	100,00	100,00
CC - Consumo de calor por g de calcário = $(\Delta H \text{ da reação})/(\text{mol do } \text{CaCO}_3) \text{ kcal/g}$	0,43	0,43	0,43
PC - Peso de calcário - do balanço de massas (g)	17.170	53.650	90.140
<b><math>\Delta H3</math> de calcinação do calcário = <math>\text{CC} \cdot \text{PC} \text{ kcal}</math></b>	<b>7.332</b>	<b>22.909</b>	<b>38.490</b>
<b>3 - REAÇÃO DE ESCORIFICAÇÃO - CaO.SiO2 - Reação exotérmica</b>			
Reação de escorificação: $\text{CaO} + \text{SiO}_2 = \text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$			
Entalpias de Formação desses compostos - $\Delta H_o(298)$ - kcal/mol			
$\Delta H_{\text{CaO}}$	-151,60	-151,60	-151,60
$\Delta H_{\text{SiO}_2}$	-217,00	-217,00	-217,00
$\Delta H_{\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2}$	-390,00	-390,00	-390,00
$\Delta H$ da reação de escorificação = $\Delta H_{\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2} - (\Delta H_{\text{CaO}} + \Delta H_{\text{SiO}_2})$ - Kcal - <b>Reação Exotérmica</b>	-21,40	-21,40	-21,40
Mol do $\text{SiO}_2$ (g)	60,09	60,09	60,09
CL = Calor liberado pela reação de escorificação por g de $\text{SiO}_2$ = $(\Delta H \text{ reação/mol de } \text{SiO}_2) - \text{kcal/g}$	-0,36	-0,36	-0,36
% de $\text{SiO}_2$ nas pelotas queimadas - premissas	1,00	3,00	5,00
PSiO2 = Peso de $\text{SiO}_2$ em 1t de pelotas (g)	10.000	30.000	50.000
<b><math>\Delta H4</math> de escorificação = <math>(\text{CL} \cdot \text{PSiO}_2) / \text{calor cedido ao sistema de queima} \text{ kcal}</math></b>	<b>-3.561</b>	<b>-10.684</b>	<b>-17.807</b>
<b>4 - AQUECIMENTO DA PELOTA (HEMATITA - Fe2O3) DE 35 a 1300 oC (308 a 1573 oK)</b>			
Peso de hematita - premissa - 1 t de pelotas (g)	1.000.000	1.000.000	1.000.000
Mol $\text{Fe}_2\text{O}_3$ (g)	160,00	160,00	160,00
No. Moles $\text{Fe}_2\text{O}_3$	6.250,00	6.250,00	6.250,00
Aquecimento de 308 a 1573 oK; Fase alfa --> Fase gama - Entalpia do $\text{Fe}_2\text{O}_3 = f(T)$ , sendo T em oK: $\Delta H_{\text{Hem alfa}}(T) = (HT - H298) = 23,49.T + (9,30.T.T/1000) + (3,55.100000/T) - 9021 \text{ cal/mol}$ $\Delta H_{\text{Hem gama}}(T) = (HT - H298) = 31,71.T + (0,88.T.T/1000) - 8446 \text{ cal/mol}$			
$\Delta H_{\text{Hem alfa}}(308) = \{[(23,49.308) + (9,30.308.308/1000) + (3,55.100000/308) - 9021]/1000\} \cdot (\text{no. Moles}) \text{ kcal}$	1.554,70	1.554,70	1.554,70
$\Delta H_{\text{Hem gama}}(1573) = \{[31,71.1573 + (0,88.1573.1573/1000) - 8446]/1000\} \cdot (\text{no. moles}) \text{ kcal}$	272.570,25	272.570,25	272.570,25
<b><math>\Delta H5</math> de aquecimento da pelota = <math>\Delta H_{\text{Hem gama}}(1573) - \Delta H_{\text{Hem alfa}}(308) \text{ kcal}</math></b>	<b>271.016</b>	<b>271.016</b>	<b>271.016</b>
<b>5 - RECUPERAÇÃO DE CALOR DAS PELOTAS - RESFRIAMENTO DE 1300 a 100 oC (1573 a 373 oK)</b>			
Resfriamento das pelotas de 1573 a 373 oK; Fase gama --> Fase alfa: $\Delta H_{\text{Hem gama}}(1573) = \{[31,71.1573 + (0,88.1573.1573/1000) - 8446]/1000\} \cdot (\text{no. moles}) \text{ kcal}$ $\Delta H_{\text{Hem alfa}}(373) = \{[(23,49.373) + (9,30.373.373/1000) + (3,55.100000/373) - 9021]/1000\} \cdot (\text{no. Moles}) \text{ kcal}$			
$\Delta H_{\text{Hem gama}}(1573)$	272.570,25	272.570,25	272.570,25
$\Delta H_{\text{Hem alfa}}(373)$	12.415,08	12.415,08	12.415,08
<b><math>\Delta H6</math> de resfriamento das pelotas / calor recuperado = <math>\Delta H_{\text{Hem alfa}}(373) - \Delta H_{\text{Hem gama}}(1573) \text{ kcal}</math></b>	<b>-260.155</b>	<b>-260.155</b>	<b>-260.155</b>
<b>6 - QUANTIDADE TEÓRICA DE CALOR PARA QUEIMA DE 1t DE PELOTAS</b>			
<b>6.1 - Sem recuperação de calor das pelotas queimadas (kcal/t):</b> $\Delta H = \Delta H1 + \Delta H2 + \Delta H3 + \Delta H4 + \Delta H5$	<b>335.947</b>	<b>345.373</b>	<b>354.790</b>
<b>6.2 - COM RECUPERAÇÃO DE CALOR DAS PELOTAS AO FINAL DA QUEIMA oC (kcal/t):</b> $\Delta H' = \Delta H1 + \Delta H2 + \Delta H3 + \Delta H4 + \Delta H5 + \Delta H6$	<b>75.792</b> (Referência)	<b>85.218</b> (+ 12 %)	<b>94.635</b> (+ 25 %)

- O consumo teórico de calor de fontes externas para a produção de 1 tonelada de pelotas, considerando-se a recuperação de calor, cresce progressivamente com o aumento do teor de sílica. Para 1% de SiO<sub>2</sub>, o consumo é próximo de 76.000 kcal/t e para 5% é por volta de 95.000 kcal/t (+25%), conforme mostra a figura 7.1. Dentro da premissa de basicidade constante, estabelecida para os três tipos de pelotas, (CaO/SiO<sub>2</sub>=0,93), o crescimento do teor de sílica implica no aumento progressivo do montante de CaO adicionado às pelotas. Em outras palavras, na necessidade de maior aporte de calor para a decomposição do calcário equivalente ao aumento da basicidade.

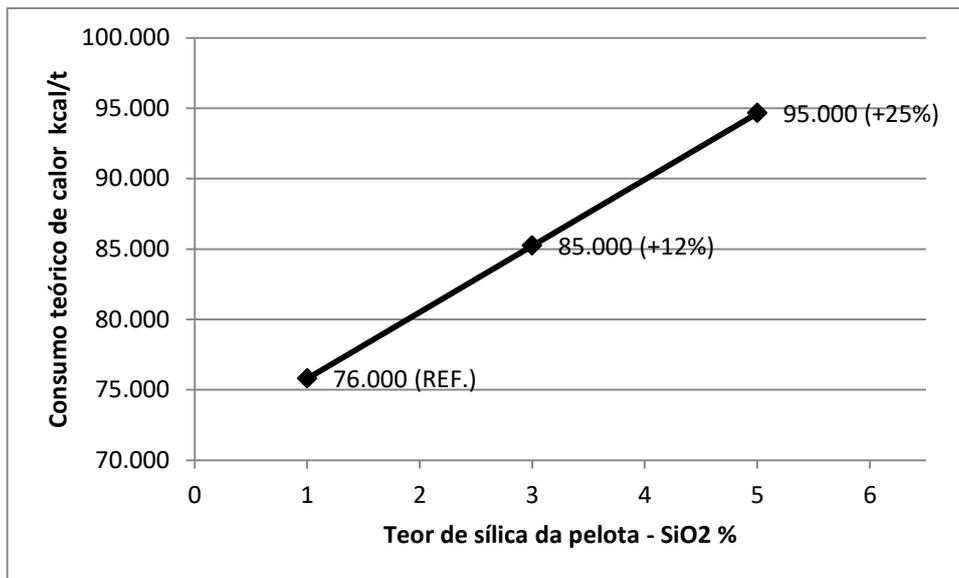


Figura 7.1 – Consumo teórico de calor para a produção de 1 t de pelota hematítica.

- Caso não houvesse a recuperação de calor no resfriamento das pelotas, o consumo teórico de calor subiria consideravelmente, passando de 76.000 kcal/t para 336.000 kcal/t para as pelotas com 1% de SiO<sub>2</sub>, e de 95.000 kcal/t para 355.000 kcal/t no caso das pelotas com 5% de SiO<sub>2</sub>. A figura 7.2 mostra como a recuperação de calor no resfriamento das pelotas é fundamental, para que se tenha menor demanda de calor de fontes externas (combustível sólido, óleo combustível, gás natural, etc.). Isso mostra a importância da recuperação de calor, no processo industrial. Note-se que na *sinterização convencional* de finos de minério de ferro não há recuperação de calor e, por essa razão, os consumos de energia térmica são elevadíssimos, em comparação com a pelotização.

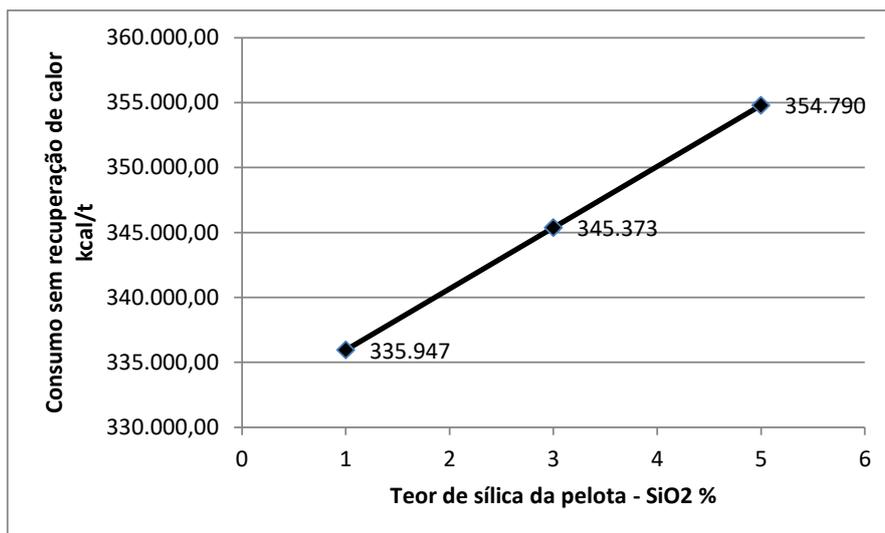


Figura 7.2 – Consumo teórico de calor, sem recuperação no resfriamento das pelotas.

- Para vaporizar a umidade das pelotas cruas, demanda-se grande quantidade de calor. Essa parcela representa mais de 60% do calor teórico necessário para a produção de pelotas, considerando-se a *recuperação integral do calor no resfriamento e sua incorporação total às pelotas*. Os dados da tabela 7.2 e a figura 7.3 mostram esse fato. Por esta razão, nas plantas industriais, deve-se estabelecer um controle rígido do teor de umidade das pelotas cruas, buscando-se trabalhar no ponto ótimo. Como os minérios de ferro são diferentes e há vários tipos de pelotas, deve-se estabelecer esse teor ótimo de umidade, para cada mistura a pelletizar. Vale mencionar que, para cada 1% de umidade adicional das pelotas cruas, há um incremento no consumo de calor de cerca de 6.000 kcal.

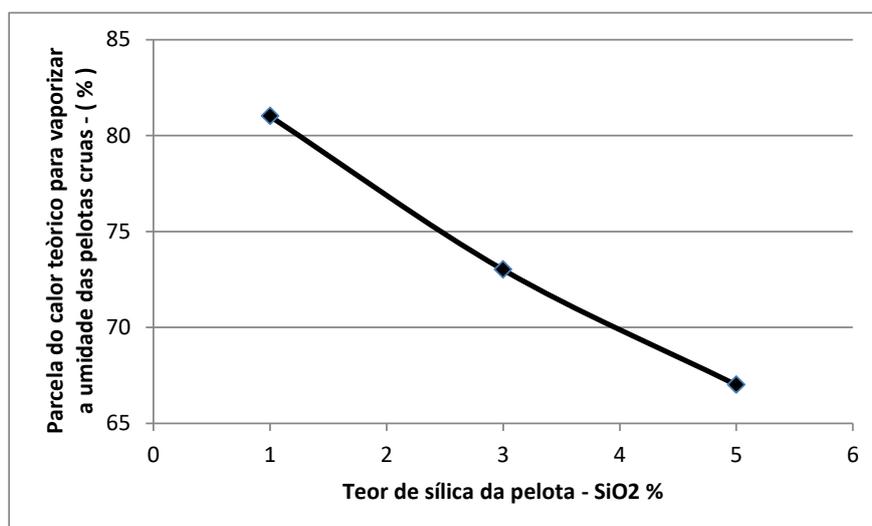


Figura 7.3 - % do calor teórico necessário para vaporizar a umidade das pelotas cruas.

- Os fornos industriais de pelotização de minérios hematíticos apresentam consumos de calor bastante elevados, em relação ao mínimo teórico, com recuperação de calor. Dependendo da eficiência dos fornos, os consumos podem variar na faixa de 180.000 a 350.000 kcal/t de pelotas. A eficiência no uso da energia térmica ( $\mu$ ) poderia ser avaliada, indiretamente, pela relação percentual entre o consumo teórico de calor (com recuperação) e o consumo total, verificado numa planta industrial. Dentro deste conceito, curvas de eficiência, em função do teor de sílica das pelotas queimadas, poderiam ser construídas, conforme mostra a figura 7.4. É importante ressaltar que a Eficiência Térmica, assim designada aqui, pode ser entendida como *um indicativo* da utilização e aproveitamento de calor, em fornos de pelotização.

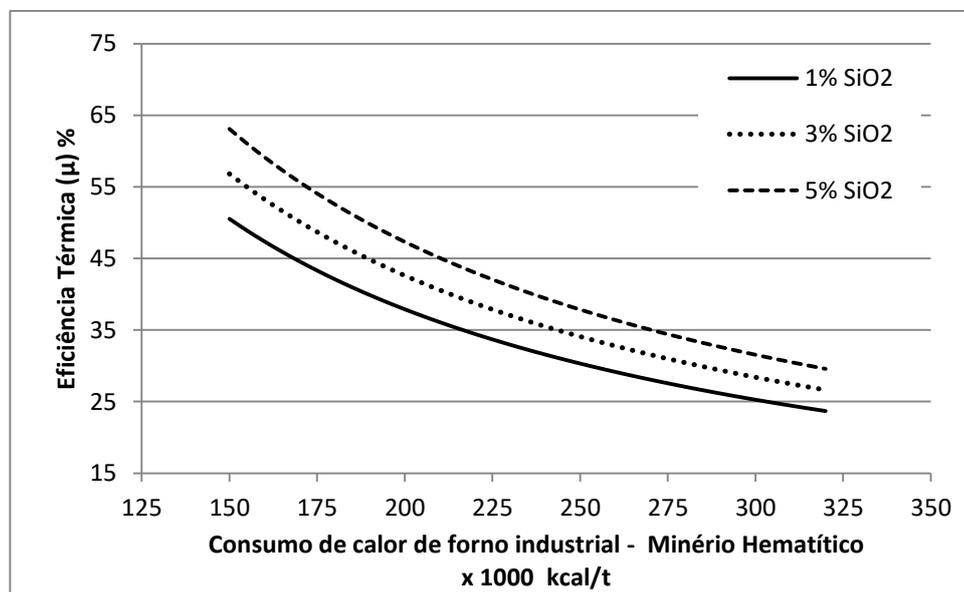


Figura 7.4 – Eficiência no uso da energia térmica para minério hematítico.

Para a determinação do rendimento térmico dos fornos industriais <sup>(8)</sup>, há de se calcular o balanço térmico, contemplando-se todos os fluxos de calor, de materiais, as perdas térmicas, etc. Dados conhecidos da indústria <sup>(1)</sup> têm mostrado que a eficiência térmica é relativamente baixa, situando-se na faixa de 25 a 40 % para minérios hematíticos, dependendo das condições operacionais. Há relatos de fornos de classe mundial que produzem pelotas hematíticas do tipo redução direta (1 % de SiO<sub>2</sub>) com consumo de calor da ordem de 170.000 kcal/t. Plotando-se esse valor no gráfico da figura 7.4, verifica-se que a eficiência térmica desses fornos é da ordem de 45% (benchmark). Extrapolando-se essa mesma eficiência de 45% para as pelotas com 3 e 5% de SiO<sub>2</sub>, constata-se que os consumos de calor correspondentes teriam de ser iguais a 190.000 kcal/t e 210.000 kcal/t, respectivamente (valores ainda não atingidos nas operações industriais com hematita).

Assim, há muita oportunidade de melhoria de processo na operação dos fornos de pelotização. Da análise geral do tema energia térmica, fica a questão:

*Seria possível atingir eficiência térmica de 50% nos fornos industriais, operando com hematita?*

$$\mu \% = (\text{calor teórico com recuperação} / \text{calor consumido no forno}) \cdot 100 \quad \text{Eq. 7.1}$$

- Um ponto importante a ser observado, e que tem grande impacto na eficiência térmica, é a temperatura final das pelotas, após o seu resfriamento nos fornos de pelotização.

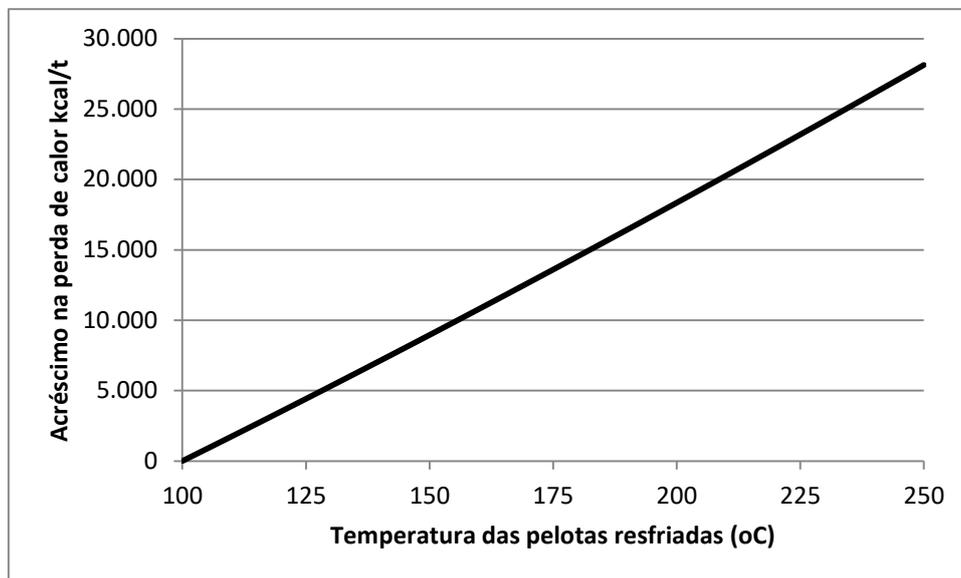


Figura 7.5 – Acréscimo na perda de calor em função da temperatura final das pelotas.

Mesmo após resfriadas, as pelotas carregam uma grande quantidade de calor. Quanto maior a temperatura, menor é a eficiência do resfriamento no forno (recuperação de calor) e maior é a perda de energia térmica para o meio ambiente, já que as pelotas são estocadas em pátios abertos. Esse parâmetro, temperatura final das pelotas, deve ser continuamente monitorado e minimizado na operação dos fornos industriais, para reduzir as perdas de calor e melhorar a eficiência térmica. De acordo com as premissas adotadas neste desenvolvimento, a temperatura de referência final das pelotas, após resfriamento, foi de 100 oC. Tendo-se em vista esta condição, foram desenvolvidos cálculos das perdas adicionais de calor, correspondentes aos casos em que as pelotas fossem resfriadas a temperaturas superiores a 100 oC.

A figura 7.5 mostra como a minimização da temperatura final das pelotas é fundamental para o controle das perdas de energia térmica nos fornos de pelotização.

- Quando se analisam os fornos industriais de pelotização de minério de ferro hematítico, verifica-se que a eficiência térmica é relativamente baixa. Assim, há de se estabelecer um controle do processo, de forma que as perdas de calor sejam minimizadas e a recuperação de calor no resfriamento das pelotas seja maximizada.

A dosagem de combustível sólido às pelotas cruas melhora a eficiência térmica, haja vista que o calor da combustão é gerado no interior das próprias pelotas. Assim, deve-se procurar trabalhar com a máxima dosagem desse combustível sólido. Há plantas industriais <sup>(1)</sup> de pelotização que operam com a adição de 1,25% de carbono fixo, sendo referência nessa área (benchmark).

A temperatura das pelotas cruas também deveria ser considerada nesses estudos de melhoria do rendimento térmico. Temperaturas mais altas aceleram as etapas de secagem no forno.

Nos processos Traveling Grate, parte da produção de pelotas é reciclada para a formação das camadas de fundo e lateral da grelha. A altura e a largura dessas camadas devem ser reduzidas ao máximo possível, pois essas pelotas perdem algum calor para o meio ambiente, no trajeto de retorno ao forno (recirculação). Algumas plantas industriais já eliminaram a camada lateral e trabalham com camada de fundo de apenas 5 cm.

As câmaras dos fornos de pelotização trabalham com pressão relativa levemente negativa (vácuo), de forma que há continuamente um fluxo de ar frio do ambiente para o interior do forno. Isto é, também um fator de perda de eficiência térmica. Assim, essas pressões relativas devem ser monitoradas e mantidas em valores o mais próximo possível de zero.

Os fornos de pelotização do tipo Grate-Kiln (GK) possuem 3 reatores, ao invés de um único, como no processo Traveling Grate (TG). O tempo de residência total no GK é da ordem de 70 min, mais que o dobro dos modernos fornos TG. Estes dois fatores contribuem para que as perdas térmicas e o consumo de calor no processo GK sejam maiores que os correspondentes valores verificados no processo TG.

Nos estudos para otimização da eficiência térmica dos fornos, há de se considerar o tamanho das pelotas e a porosidade do leito como fatores críticos.

As pelotas menores têm maior superfície específica ( $m^2/t$ ), favorecendo o contato com os gases quentes nas fases de aquecimento e queima, e com o ar frio na etapa de resfriamento. Assim, aceleram as trocas de calor por convecção gás quente/pelota e pelota quente/ar frio, aumentando os rendimentos no aquecimento (absorção do calor) e no resfriamento das pelotas (recuperação de calor).

Os fluxos de gases através das pelotas dependem da porosidade do leito. Para melhorar essa porosidade, deve-se estreitar a faixa granulométrica das pelotas, diminuindo-se a amplitude dos tamanhos. Sendo a convecção a principal forma de transmissão de calor entre as pelotas e os gases, há muita ineficiência nesse processo, o que implica em perdas consideráveis de calor, seja através das pelotas queimadas que deixam o forno, seja através dos gases quentes de exaustão nas chaminés (calor sensível).

Desta forma, essas e outras perdas de calor devem ser estudadas mais detalhadamente:

- Perdas nos gases quentes de exaustão nas chaminés;
- Perdas por transmissão de calor através das paredes refratárias e dutos do forno;
- Fuga de gases quentes para o meio ambiente;
- Entrada de ar frio por problemas em selagens e pressão negativa nas câmaras do forno (vácuo);
- Eventual entrada de água;
- Perda de calor na recirculação das camadas de fundo e lateral (processo Traveling Grate);
- Perdas de calor através dos carros de grelha (temperaturas de saída/reentrada no forno);
- Entrada de ar frio para atomização de queimadores;
- Etc.

Além dos aspectos técnico-econômicos dessas perdas térmicas, vale ressaltar que todo o calor perdido nos fornos de pelletização vai para o meio ambiente e que maiores perdas significam maiores emissões de  $CO_2$ ,  $SO_x$ ,  $NO_x$ , etc.

Para sintetizar o que foi discutido sobre energia térmica em *fornos de pelletização de minérios hematíticos* e sobre as perdas de calor para o meio ambiente, construiu-se o diagrama mostrado na figura 7.6.

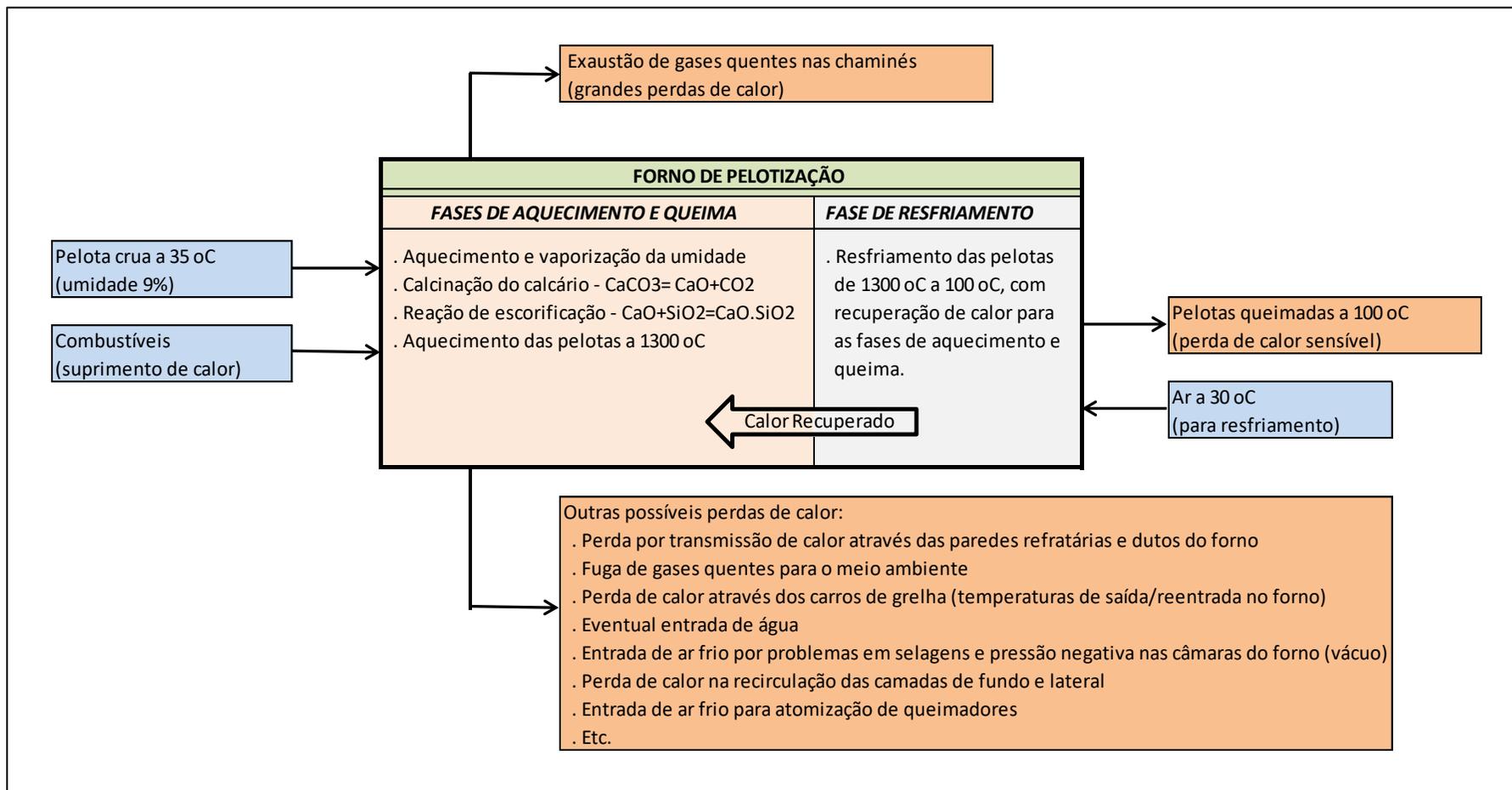


Figura 7.6 - Diagrama genérico de um forno de pelotização, evidenciando-se os fluxos de calor e fatores de perdas térmicas.

## 7.2 – MINÉRIO MAGNETÍTICO: Cálculo da quantidade teórica de calor para produção 1 tonelada de pelotas. <sup>(1,8,9)</sup>

De forma similar ao caso do minério hematítico, foram adotadas algumas premissas para o desenvolvimento do cálculo proposto, usando-se o minério magnetítico. Conforme já relatado, a maior diferença que ocorre com a magnetita é a sua oxidação dentro do forno de pelotização, com liberação de grande quantidade de calor, o que reduz drasticamente a demanda de calor de fontes externas. Nessa oxidação, a magnetita, Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>, transforma-se em hematita, gerando um produto em que a fase predominante é composta de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, segundo a seguinte reação química *exotérmica*:



Os minérios de ferro designados como *magnetíticos*, normalmente, são compostos de misturas de fases minerais ferrosas, com predominância da magnetita (Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>). Minérios magnetíticos mais puros, com % Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> > 90%, são encontrados em alguns países, especialmente na Suécia.

Para o desenvolvimento do cálculo proposto, as seguintes premissas foram adotadas, de forma similar ao que foi feito para o minério hematítico e introduzindo-se alguns parâmetros característicos de minério magnetítico:

- Minério magnetítico, com 100% de Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> e -3,0 % de perda ao fogo (negativa);
- As quantidades de calor foram calculadas em relação ao estado padrão: 25oC ou 298 oK e 1 atm;
- Pelotas com três níveis de SiO<sub>2</sub>: 1%, 3% e 5%;
- Basicidade binária CaO/SiO<sub>2</sub> = 0,93, igual à do composto CaO.SiO<sub>2</sub>. Assim, toda a sílica reage com o CaO, estequiometricamente, não havendo sobras desses compostos. Esta foi a única reação de escória levada em consideração nos cálculos. As outras possíveis foram desprezadas;
- Dosador de CaO: calcário calcítico. Para simplificação dos cálculos das quantidades de calor, o calcário foi considerado puro, sem contaminação, e contendo 100% de CaCO<sub>3</sub>;
- Aglomerante: bentonita, no montante de 0,5% em relação ao peso da mistura a pelotizar;
- Umidade das pelotas cruas: igual a 9%, valor comum em plantas industriais;
- A temperatura das pelotas cruas foi fixada em 35 oC, ou 308 oK, temperatura;
- Estabeleceu-se que as pelotas deveriam ser aquecidas até atingir a temperatura de 1300 oC, ou o mesmo que 1573 oK;
- A magnetita, Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>, foi totalmente oxidada a Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Nesse processo, para simplificação dos cálculos, o minério foi considerado sem impurezas;
- No aquecimento das pelotas a 1300 oC, considerou-se que as pelotas eram compostas de *Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> fase alfa*, na temperatura inicial de 35 oC, e 100% de

*Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> fase gama* (hematita resultante da oxidação da magnetita), na temperatura de 1300 oC;

- As pelotas processadas foram resfriadas de 1300 a 100 oC (1573 a 373 oK) e, hipoteticamente, todo esse calor foi recuperado para o sistema, e totalmente incorporado às pelotas em estágio de queima. Foi considerada a temperatura final das pelotas igual a 100 oC, com predominância da *Hematita fase alfa*.

Levando-se os valores destas premissas ao programa Excel do balanço de massas, resultaram as composições das pelotas cruas para a produção de 1 tonelada de pelotas queimadas, com 1%, 3% e 5% de SiO<sub>2</sub>, conforme mostra a tabela 7.3.

Pelos dados apresentados na tabela 7.3, e comparativamente às pelotas hematíticas mostradas na tabela 7.1, verifica-se que as quantidades de minério magnetítico para produzir 1 t de pelotas são menores, assim como também são menores as quantidades de água das misturas para pelotamento e os pesos totais das pelotas cruas correlatas.

Isto ocorre porque, durante a queima, há incorporação de massa (oxigênio) às pelotas, devido à oxidação da magnetita. Ao crescer o teor de sílica da pelota de 1% para 5%, as tendências foram as mesmas daquelas verificadas para as correspondentes pelotas hematíticas, não cabendo outros comentários.

Tabela 7.3 – Composição das pelotas cruas *magnetíticas* para produção de 1 tonelada de pelotas queimadas.

COMPONENTE DA PELOTA CRUA (Premissas - balanço de massas)	1% SiO <sub>2</sub>		3% SiO <sub>2</sub>		5% SiO <sub>2</sub>	
	Peso (kg)	%	Peso (kg)	%	Peso (kg)	%
Minério de ferro magnetítico - Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	956,86	88,9	936,95	85,6	917,03	82,4
Calcário calcítico - CaCO <sub>3</sub>	17,20	1,6	53,69	4,9	90,18	8,1
Bentonita	4,89	0,5	4,98	0,5	5,06	0,5
Umidade - H <sub>2</sub> O	96,82	9,0	98,47	9,0	100,11	9,0
Total	1075,77	100,0	1.094,09	100,0	1.112,38	100,0

A tabela 7.4 mostra os resultados referentes à quantidade teórica de calor para a produção de 1 t de pelotas, a partir de minério magnetítico com 100% de Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>, dentro das premissas estabelecidas. Os cálculos foram realizados, utilizando-se uma planilha Excel da Microsoft, onde o modelo foi construído.

O modelo foi baseado nos princípios físicos, químicos, termodinâmicos e termoquímicos que regem o assunto, assim como no conjunto de premissas estabelecidas.

Tal planilha faz parte deste documento, estando disponibilizada em meio eletrônico. Através dessa planilha, é possível desenvolver outros estudos e simulações, apenas alterando as células sombreadas em amarelo.

Analisando-se os dados da tabela 7.4, e da tabela-resumo 7.5, comparativamente àqueles da tabela 7.2, construída para o caso das pelotas hematíticas, torna-se importante ressaltar os seguintes pontos:

- Os consumos teóricos de calor para as pelotas de minério magnetítico, sem recuperação de calor, foram significativamente menores que os verificados para as correspondentes pelotas hematíticas de mesmo teor de sílica. As diferenças foram da ordem de 110.000 kcal/t, quantidade esta de calor associada à oxidação da magnetita presente no minério de ferro, figura 7.7.

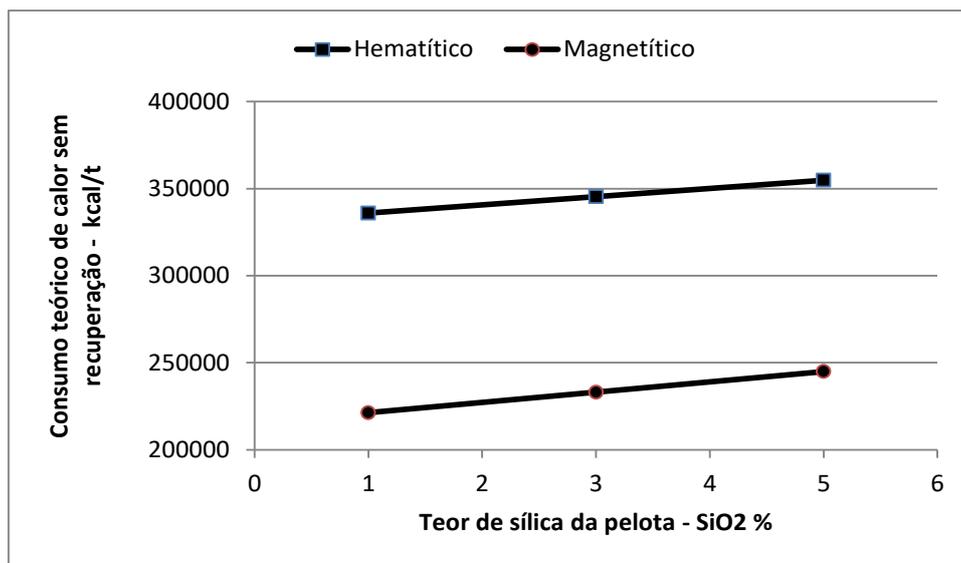


Figura 7.7 - Consumos teóricos de calor para pelotas hematíticas e magnetíticas (sem recuperação de calor no resfriamento).

- Considerando-se a recuperação do calor no resfriamento conforme premissa estabelecida, verifica-se que os consumos teóricos de calor, para pelotas com 100% de minério magnetítico, são negativos, conforme mostra as tabelas 7.4 e 7.5. Isso significa que, caso todas as premissas pudessem ser atendidas na prática, e fosse inserida a energia de ativação ao sistema de pelletização, apenas o calor resultante da oxidação da magnetita seria suficiente para cobrir todas as demandas e ainda haveria sobra de uma boa parcela de calor.

Tabela 7.4 – Cálculo da quantidade teórica de calor para produção de 1 t pelota magnetítica.

TEOR DE SÍLICA DA PELOTA - SiO2 %	1,00	3,00	5,00
Basicidade da Pelota - CaO/SiO2	0,93	0,93	0,93
<b>ETAPAS DO PROCESSAMENTO TÉRMICO DAS PELOTAS</b>			
<b>1 - AQUECIMENTO E VAPORIZAÇÃO DA ÁGUA DAS PELOTAS CRUAS COM 9% DE UMIDADE</b>			
Peso da água na pelota crua - do balanço de massas (g)	96.820	98.470	100.110
Mol H2O (g)	18,00	18,00	18,00
No. Moles H2O	5.378,89	5.470,56	5.561,67
Aquecimento de 35 a 100 oC ou 308 a 373 oK; Entalpia da água = f (T), sendo T em oK: $\Delta H(T) = (HT - H298) = 18,04.T - 5379 \text{ cal/mol}$ $\Delta H(308) = (18,04.308 - 5379).(\text{no. moles})/1000 \text{ kcal}$ $\Delta H(373) = (18,04.373 - 5379).(\text{no. moles})/1000 \text{ kcal}$	953,78	970,04	986,19
<b><math>\Delta H1</math> aquecimento da água de 35 a 100 oC = <math>\Delta H373 - \Delta H308</math> Kcal</b>	<b>6.307</b>	<b>6.415</b>	<b>6.522</b>
Evaporação $\Delta H$ (ebulição) - kcal/mol	9,82	9,82	9,82
<b><math>\Delta H2</math> de vaporização da água = <math>\Delta H</math> (ebulição) . (no. Moles) kcal</b>	<b>52.821</b>	<b>53.721</b>	<b>54.616</b>
<b>2 - CALCINAÇÃO DO CALCÁRIO - Reação endotérmica</b>			
Reação de calcinação: $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$ Entalpias de Formação desses compostos - $\Delta H_o(298)$ - kcal/mol $\Delta H_{\text{CaCO}_3}$ $\Delta H_{\text{CaO}}$ $\Delta H_{\text{CO}_2}$	-288,40 -151,60 -94,10	-288,40 -151,60 -94,10	-288,40 -151,60 -94,10
$\Delta H$ da reação de calcinação do calcário = $(\Delta H_{\text{CaO}} + \Delta H_{\text{CO}_2}) - \Delta H_{\text{CaCO}_3}$ - Kcal (endotérmica)	42,70	42,70	42,70
Mol do $\text{CaCO}_3$ (g)	100,00	100,00	100,00
CC - Consumo de calor por g de calcário = $(\Delta H \text{ da reação})/(\text{mol do } \text{CaCO}_3)$ kcal/g	0,43	0,43	0,43
PC - Peso de calcário - do balanço de massas (g)	17.200	53.690	90.180
<b><math>\Delta H3</math> de calcinação do calcário = <math>\text{CC} \cdot \text{PC}</math> kcal</b>	<b>7.344</b>	<b>22.926</b>	<b>38.507</b>
<b>3 - REAÇÃO DE ESCORIFICAÇÃO - CaO.SiO2 - Reação exotérmica</b>			
Reação de escorificação: $\text{CaO} + \text{SiO}_2 = \text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ Entalpias de Formação desses compostos - $\Delta H_o(298)$ - kcal/mol $\Delta H_{\text{CaO}}$ $\Delta H_{\text{SiO}_2}$ $\Delta H_{\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2}$	-151,60 -217,00 -390,00	-151,60 -217,00 -390,00	-151,60 -217,00 -390,00
$\Delta H$ da reação de escorificação = $\Delta H_{\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2} - (\Delta H_{\text{CaO}} + \Delta H_{\text{SiO}_2})$ - Kcal - <b>Reação Exotérmica</b>	-21,40	-21,40	-21,40
Mol do $\text{SiO}_2$ (g)	60,09	60,09	60,09
CL = Calor liberado pela reação de escorificação por g de $\text{SiO}_2$ = $(\Delta H \text{ reação/mol de } \text{SiO}_2)$ - kcal/g	-0,36	-0,36	-0,36
% de $\text{SiO}_2$ nas pelotas queimadas - premissas	1,00	3,00	5,00
PSiO2 = Peso de $\text{SiO}_2$ em 1t de pelotas (g)	10.000,00	30.000,00	50.000,00
<b><math>\Delta H4</math> de escorificação = <math>(\text{CL} \cdot \text{PSiO}_2) / \text{calor cedido ao sistema de queima}</math> kcal</b>	<b>-3.561</b>	<b>-10.684</b>	<b>-17.807</b>
<b>4 - AQUECIMENTO DA PELOTA: de 35 oC (Magnetita alfa) a 1300 oC (Hematita gama) - 308 a 1573 oK</b>			
Peso de pelota - premissa - 1 t de pelotas (g)	1.000.000	1.000.000	1.000.000
Mol $\text{Fe}_2\text{O}_3$ (g)	160,00	160,00	160,00
No. Moles $\text{Fe}_2\text{O}_3$	6.250,00	6.250,00	6.250,00
Aquecimento de 308 a 1573 oK; Fase Mag. alfa --> Fase Hem. gama - Entalpia = f (T), sendo T em oK: $\Delta H \text{ Mag alfa (T)} = (HT - H298) = 21,88.T + (24,10.T.T/1000) - 8666 \text{ cal/mol}$ $\Delta H \text{ Hem gama (T)} = (HT - H298) = 31,71.T + (0,88.T.T/1000) - 8446 \text{ cal/mol}$ $\Delta H \text{ Mag alfa (308)} = \{[21,88.308 + (24,10.308.308/1000) - 8666]/1000\} \cdot (\text{no. moles}) \text{ kcal}$ $\Delta H \text{ Hem gama (1573)} = \{[31,71.1573 + (0,88.1573.1573/1000) - 8446]/1000\} \cdot (\text{no. moles}) \text{ kcal}$	2.245,39	2.245,39	2.245,39
<b><math>\Delta H5</math> de aquecimento da pelota = <math>\Delta H \text{ Hem gama (1573)} - \Delta H \text{ Mag alfa (308)}</math> kcal</b>	<b>270.325</b>	<b>270.325</b>	<b>270.325</b>
<b>5 - OXIDAÇÃO DA MAGNETITA - Reação Exotérmica - Minério com 100% Fe3O4</b>			
PM = 100% do peso de minério magnetítico do balanço de massas (g)	956.860	936.950	917.030
$\Delta H_o(298)$ : $\text{Fe}_3\text{O}_4 = -267 \text{ kcal/mol}$ ; $\text{O}_2 = 0 \text{ kcal/mol}$ ; $\text{Fe}_2\text{O}_3 = -196 \text{ kcal/mol}$ Reação de oxidação: $2\text{Fe}_3\text{O}_4 + 1/2 \text{O}_2 = 3\text{Fe}_2\text{O}_3$ ; $\Delta H$ da reação = $3 \cdot (-196) - 2 \cdot (-267) = -54 \text{ kcal}$ Calor liberado por g de magnetita = $\Delta H \text{ Mag} = -54/(2.231,55) = -0,117 \text{ Kcal/g}$ de magnetita			
<b><math>\Delta H6</math> de oxidação da Magnetita / Calor cedido ao sistema = <math>\text{PM} \cdot (-0,117)</math> Kcal</b>	<b>-111.953</b>	<b>-109.623</b>	<b>-107.293</b>
<b>6 - RECUPERAÇÃO DE CALOR DAS PELOTAS - RESFRIAMENTO DE 1300 a 100 oC (1573 a 373 oK)</b>			
Resfriamento das pelotas de 1573 a 373 oK; Fase Hem gama --> Hem alfa: $\Delta H \text{ Hem gama (1573)} = \{[31,71.1573 + (0,88.1573.1573/1000) - 8446]/1000\} \cdot (\text{no. moles}) \text{ kcal}$ $\Delta H \text{ Hem alfa (373)} = \{[(23,49.373) + (9,30.373.373/1000) + (3,55.100000/373) - 9021]/1000\} \cdot (\text{no. Moles}) \text{ kcal}$	272.570,25	272.570,25	272.570,25
<b><math>\Delta H7</math> de resfriamento das pelotas / calor recuperado = <math>\Delta H \text{ Hem alfa (373)} - \Delta H \text{ Hem gama (1573)}</math> kcal</b>	<b>-260.155</b>	<b>-260.155</b>	<b>-260.155</b>
<b>7 - QUANTIDADE TEÓRICA DE CALOR PARA QUEIMA DE 1t DE PELOTAS</b>			
<b>7.1 - Sem recuperação de calor das pelotas queimadas (kcal/t):</b> $\Delta H = \Delta H1 + \Delta H2 + \Delta H3 + \Delta H4 + \Delta H5 + \Delta H6$	<b>221.283</b>	<b>233.079</b>	<b>244.870</b>
<b>7.2 - COM RECUPERAÇÃO DE CALOR DAS PELOTAS AO FINAL DA QUEIMA (kcal/t):</b> $\Delta H' = \Delta H1 + \Delta H2 + \Delta H3 + \Delta H4 + \Delta H5 + \Delta H6 + \Delta H7$	<b>-38.872</b>	<b>-27.076</b>	<b>-15.285</b>

Tabela 7.5 – Resumo da quantidade teórica de calor para a queima de 1 t de pelotas ( hematíticas e magnetíticas).

TIPO DE MINÉRIO DA PELOTA	HEMATITA			MAGNETITA		
TEOR DE SÍLICA	1,00	3,00	5,00	1,00	3,00	5,00
BASICIDADE - CaO/SiO2	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
ETAPAS DO PROCESSAMENTO TÉRMICO	Quantidade de calor em kcal / t de pelota					
1 - AQUECIMENTO E VAPORIZAÇÃO DA ÁGUA	61.162	62.133	63.091	59.128	60.136	61.137
2 - CALCINAÇÃO DO CALCÁRIO	7.332	22.909	38.490	7.344	22.926	38.507
3 - REAÇÃO DE ESCORIFICAÇÃO - CaO.SiO2	-3.561	-10.684	-17.807	-3.561	-10.684	-17.807
4 - AQUECIMENTO DA PELOTA a 1300 oC	271.016	271.016	271.016	270.325	270.325	270.325
5 - OXIDAÇÃO DA MAGNETITA- Exotérmica	-	-	-	-111.953	-109.623	-107.293
6 - RECUPERAÇÃO DE CALOR DAS PELOTAS	-260.155	-260.155	-260.155	-260.155	-260.155	-260.155
<b>7 - QUANTIDADE TEÓRICA DE CALOR</b>						
<b>7.1 - SEM RECUPERAÇÃO DE CALOR (kcal/t):</b>	<b>335.947</b>	<b>345.373</b>	<b>354.790</b>	<b>221.283</b>	<b>233.079</b>	<b>244.870</b>
<b>7.2 - COM RECUPERAÇÃO DE CALOR (kcal/t):</b>	<b>75.792</b>	<b>85.218</b>	<b>94.635</b>	<b>-38.872</b>	<b>-27.076</b>	<b>-15.285</b>
	(Referência)	( + 12 % )	( + 25 % )			

Os montantes das sobras de calor para as pelotas com 1, 3 e 5% de SiO<sub>2</sub> seriam iguais aos valores absolutos dos resultados negativos encontrados. Nos fornos industriais, devido a fatores de ineficiência e também ao fato de que os minérios magnetíticos têm quantidades variáveis de magnetita, Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>, os consumos de calor de fontes externas variam na faixa de 50.000 a 150.000 kcal/t de pelotas. Dados conhecidos da indústria <sup>(1)</sup> têm mostrado que a eficiência térmica é relativamente mais baixa para fornos operando com minérios magnetíticos, comparativamente àqueles com hematíticos. Como os fornos com magnetita demandam muito pouca energia térmica externa e os fornos industriais são de grande tamanho, a possibilidade de perdas térmicas, em termos relativos, torna-se maior, levando a menores eficiências.

### 7.3 – O consumo de energia térmica em circuito de pelletização com Moagem a Seco.

Quando se analisam os fluxogramas das diversas plantas de pelletização, verifica-se que há um bom número de unidades com moagem a seco, na fase de preparação do minério. Tais circuitos diferem bastante daqueles em que a moagem é conduzida a úmido, onde há a necessidade de se executar uma série de outras operações unitárias. Dentre essas operações de beneficiamento, são comuns as seguintes: espessamento, homogeneização, filtragem, etc., conforme mostrado anteriormente no capítulo 2, figura 2.2. Resulta que, em termos operacionais, o circuito de pelletização com moagem a seco é bem mais simples que aquele com moagem a úmido. A definição do tipo de moagem depende de vários fatores. Com certeza, as características do minério a ser pelletizado têm um peso determinante nessa escolha. Normalmente, minérios de ferro originados de processos geológicos por enriquecimento supergênico, com teores elevados de goethita e ou limonita, micro ou criptocristalinos e aspecto terroso, apresentam uma fragmentação na moagem com geração de apreciável quantidade de microfinos. Dependendo da quantidade desses microfinos gerados, a filtragem da polpa oriunda de circuito de moagem a úmido torna-se muito difícil e, por vezes, muito custosa, sendo, então, indicada a moagem a seco.

Embora o circuito de moagem a seco seja mais simples, com menor investimento de capital, na operação da planta, há a necessidade de *secar o pellet feed*, o que demanda um consumo apreciável de calor, ou mesmo energia térmica, com impacto permanente no custo operacional. Dependendo da origem, a umidade do pellet feed concentrado pode variar na faixa de 6 a 9%. É importante destacar que na operação de plantas de pelletização com moagem a seco, faz-se a secagem do pellet feed antes da entrada dos moinhos e, posteriormente, há a necessidade de novamente umedecer o minério em nível de 9 a 10%, para a etapa de pelletamento. Embora pareça um contrassenso secar o minério e depois, logo em seguida, adicionar-lhe o teor de

umidade necessário ao pelotamento, há de se ter em conta os estudos de viabilidade técnico-econômica e as recomendações para a adoção de moagem a seco.

De qualquer forma, mesmo que na operação de secagem seja aproveitado algum calor sensível de gases de exaustão de chaminés da planta de pelotização, a demanda de calor poderá ser bastante significativa.

Tomando-se as equações mostradas nas tabelas 7.2 e 7.5, verifica-se que, essa quantidade de calor poderia chegar até a 60.000 kcal/t de pelotas, em termos teóricos, sem levar em conta as ineficiências dos equipamentos de secagem de pellet feed. Se fosse obtida uma alta eficiência de 50%, o consumo de calor na moagem seria equivalente a 120.000 kcal/t de pelotas. Este é um montante de energia bastante significativo, merecendo uma avaliação especial nos estudos de viabilidade.



### ASPECTOS RELATIVOS AO CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA NA PELOTIZAÇÃO <sup>(1)</sup>

A pelletização de minérios de ferro é uma atividade intensiva no consumo de energia, seja térmica, seja elétrica. A energia elétrica responde por grande parcela do custo operacional de uma usina de pelletização, chegando, por vezes, a representar 25 a 30% desse custo. Numa planta que envolva as três etapas do processo de pelletização, *preparação-pelotamento-queima*, a moagem e os ventiladores do forno respondem por cerca de 70% do consumo total de energia elétrica, merecendo uma atenção especial do controle de processo. Esse consumo total de energia elétrica depende de vários fatores, dentre os quais poderiam ser citados:

- Características do minério de ferro;
  - Fluxograma da planta de pelletização;
  - Características e tipos dos equipamentos das operações unitárias;
  - Dosagem de combustível sólido às pelotas cruas;
  - Tipo de pelota;
  - Tipo de forno de queima das pelotas;
  - Etc.
- Quanto às *características do minério de ferro*, há de se destacar como fundamentais: *o tipo de minério, se magnetítico ou hematítico, o teor de minérios hidratados, o índice de moabilidade e o grau de filtrabilidade*. Os minérios magnetíticos, devido à oxidação da magnetita no interior dos fornos, favorecem a queima das pelotas, com conseqüente aceleração do processo de queima e aumento da produtividade do forno. Devido a isso, o consumo específico de energia elétrica dos ventiladores do forno (kwh/t) é menor que aquele para as pelotas hematíticas. A produtividade, padrão de referência (benchmark) <sup>(1)</sup>, para plantas traveling grate, operando com minério 100% magnetítico é da ordem de 40 t/m<sup>2</sup>.24h e com minério hematítico, com adição de combustível sólido, gira por volta de 30 t/m<sup>2</sup>.24h. Tais dados mostram a diferença nas produtividades para os dois tipos de minério de ferro, o que justifica o menor consumo de energia dos ventiladores do forno, quando tratando os magnetíticos. A proporção de minérios hidratados tipo goethita e limonita (alta perda ao fogo) influenciam muito o consumo de energia elétrica do forno, uma vez que interferem negativamente na produtividade. Esses minérios têm que ser desidratados, durante o tratamento térmico, retardando

as reações de pelotização. Por outro lado, os minérios apresentam moabilidade muito variável, dependendo de sua origem. Isso tem um grande impacto no consumo de energia elétrica da moagem, durante a sua preparação para o pelotamento. Minérios hematíticos de alta moabilidade têm cristais menores e, normalmente, são oriundos de processos geológicos com enriquecimento supergênico.

Para as plantas que utilizam o circuito a úmido, a filtrabilidade do minério é impactante, uma vez que minérios de difícil filtragem causam baixa produtividade dos filtros e impõem o uso de equipamentos mais robustos que, por vezes, operam a altas pressões, demandando maiores quantidades de energia elétrica, (uso de filtros prensa, por exemplo).

- Com relação ao *fluxograma da planta de pelotização*, o mais importante é saber se a etapa de preparação do minério está incluída ou não no circuito. Além disso, se as operações são a seco ou a úmido. A moagem faz parte da preparação do minério para o pelotamento, sendo uma operação unitária de alto consumo de energia elétrica. A moagem a seco consome maior quantidade de energia elétrica que a úmido. Por outro lado, os circuitos a seco eliminam algumas operações unitárias, tais como: espessamento, homogeneização e filtragem, as quais têm influência no consumo de energia elétrica. Caso o minério fosse recebido na planta de pelotização já moído e pronto para o uso, o circuito tornar-se-ia bem mais simples e com menor demanda por energia, pois envolveria apenas as outras duas etapas do processo de pelotização, pelotamento e queima.
- Quanto às *características e tipos dos equipamentos das operações unitárias*, vale dizer que, nos últimos anos, houve uma grande evolução na área de moagem do minério de ferro, com o desenvolvimento dos moinhos de torre (tower mills) e das prensas de rolos, cuja aplicação adequada nos circuitos de pelotização pode resultar em ganhos expressivos de energia elétrica e produtividade. Na área de filtragem, os filtros cerâmicos surgiram com significativos ganhos em energia elétrica. Relativamente aos ventiladores do forno, o maior evento foi a introdução dos variadores de velocidade para o controle da vazão de gases, eliminando-se os arcaicos sistemas de controle de fluxo através de dampers. Com isso, diminuiu-se a perda de carga no controle dos fluxos de gases do forno, obtendo-se ganhos no consumo de energia elétrica dos ventiladores.
- Os *combustíveis sólidos, antracito, coke breeze, etc.*, foram introduzidos na pelotização, no final da década de 1970, quando houve um aumento acelerado do preço do petróleo, afetando drasticamente as atividades de pelotização de

minérios hematíticos. A pelletização dos magnetíticos foi muito menos afetada, haja vista os baixos consumos de energia calorífica verificados para estes minérios, conforme já discutido no capítulo 7. Os combustíveis sólidos foram exaustivamente estudados para uma combinação com os minérios hematíticos, uma vez que os magnetíticos já tinham calor interno muito mais que o suficiente. Calor esse oriundo da oxidação da magnetita. Testes mostraram que os minérios magnetíticos não combinavam com dosagens de combustível sólido, havendo piora na qualidade e na produtividade do forno. No caso dos hematíticos, a adição de combustível sólido evoluiu até o nível de 1,25% de carbono fixo, ponto limite de dosagem. A dosagem de combustível sólido acelerou as reações de aglomeração, resultando em grande aumento da produtividade dos fornos tipo traveling grate e redução significativa dos consumos de calor e energia elétrica. Ao introduzir grande quantidade de calor no interior das pelotas, os combustíveis sólidos possibilitaram reduzir o volume de gases quentes movimentados pelos ventiladores do forno, responsáveis pela troca de calor entre os gases quentes e a pelota. Os ganhos em energia elétrica no forno cresciam com o aumento da dosagem de combustível sólido, de forma que cada planta buscou estabelecer o maior nível de dosagem, que fosse compatível com as especificações de qualidade de seus produtos. No caso dos minérios hematíticos, verifica-se que a dosagem situou-se na faixa de 1,0 a 1,2 % de carbono fixo. <sup>(1)</sup>

- O *tipo de pelota* tem influência no consumo de energia elétrica do forno. Genericamente, quanto menor for o volume de escória básica (CaO + MgO) maior será a produtividade do forno e menor será o consumo de energia elétrica. Esses compostos básicos normalmente são oriundos de calcário e outros carbonatos, devendo ser calcinados no forno e reagidos para a formação da escória. O MgO, por sua vez, é um composto refratário e que eleva o ponto de fusão dos componentes da escória. Dessa forma, esses compostos retardam as reações de aglomeração, sendo fatores de diminuição da produtividade do forno, com conseqüente aumento do consumo de energia elétrica.
- O *tipo de forno* utilizado, *Grate-kiln (GK)* ou *Traveling Grate (TG)* <sup>(10)</sup>, influencia no consumo de energia elétrica. Neste aspecto, o grate-kiln tem uma vantagem sobre o traveling grate. No GK, a camada de pelotas na grelha de secagem e pré-queima é bem menor que aquela verificada no TG. Assim, a perda de carga do fluxo de gases quentes é muito menor no GK, levando a um menor consumo de energia elétrica neste tipo de forno.



### ASPECTOS RELATIVOS AO CONSUMO DE ÁGUA NA PELOTIZAÇÃO <sup>(1)</sup>

A água é um elemento fundamental nas atividades de pelotização de minérios de ferro. Embora outras operações unitárias possam ser conduzidas a seco, seria impossível formar as pelotas cruas nos discos e tambores sem a presença de água. Conforme é bastante conhecido da literatura, <sup>(11)</sup> a tensão superficial da água, agindo nos dutos capilares das pelotas em formação, confere resistência ao aglomerado. A água, também, desempenha outros importantes papéis nas plantas de pelotização, tais como: agente de resfriamento de equipamentos, elemento para minimização de emissões de particulados no controle do meio ambiente, etc. É evidente que, *nos circuitos a úmido*, adicionalmente, a água seja o principal agente para a formação e beneficiamento da polpa de minério de ferro, nas operações de preparação do minério para a pelotização.

A demanda de água em uma planta industrial depende de alguns importantes fatores, tais como:

- Fluxograma;
- Tipo de circuito, *a seco ou a úmido*;
- Etc.

Quanto ao fluxograma, há basicamente dois tipos de plantas: aquelas que consideram as 3 etapas do processo, *preparação-pelotamento-queima*, e outras que recebem o minério moído, pronto para o uso, e que contemplam apenas as etapas de *pelotamento e queima*. Estas últimas, mais simples, demandam menores quantidades de água.

No tocante ao tipo de circuito, aquele com preparação do minério *a seco* implica no fato de que a umidade do pellet feed é perdida na secagem e que o material moído é entregue ao pelotamento com umidade residual, próxima de zero. Neste caso, há a necessidade de se adicionar ao minério moído o teor ótimo de umidade para a etapa de pelotamento, valor comumente na faixa de 8% a 10%, o que demanda muita água da fonte de suprimento. Por sua vez, considerando-se que o circuito *a úmido* aproveita a água que vem com o pellet feed (6% a 8%) e que o circuito de água nas etapas de preparação é fechado, com alto nível de reaproveitamento, pode-se estimar que a demanda de água deste tipo de circuito seja, *teoricamente*, menor que aquele com operações a seco. O grande problema dos circuitos a úmido, e que pode causar acréscimos consideráveis no consumo de água, é o possível desequilíbrio nas

operações de moagem e filtragem. Um exemplo é quando a taxa de produção da moagem é maior que a da filtragem, com conseqüente enchimento dos tanques homogeneizadores e necessidade de paralisação desses mesmos moinhos. Continuando os filtros a operar, com os moinhos parados, a água do filtrado transborda do espessador para tanques de água de processo e, daí, para o descarte e ou bacias de recuperação, porém com perdas.

Para ilustrar essas situações, foram construídos os diagramas de bloco das figuras 9.1 e 9.2, destacando-se circuitos de pelotização *a úmido e a seco*, contemplando-se as três etapas básicas do processamento: preparação, pelotamento e queima.

Conforme pode ser visto na figura 9.1, na pelotização com preparação do minério a úmido, há uma série de operações unitárias interligadas, *moagem-cyclonagem-espessamento-homogeneização-filtragem*, onde existe um *sistema fechado de recirculação de água*. Em equilíbrio operacional, há uma perda mínima de água nessa etapa de preparação do minério para a pelotização. A água da umidade (6% a 8%) que chega ao sistema com o pellet feed incorpora-se ao fluxo desse circuito. Na última fase da preparação do minério, a filtragem, obtém-se o material com umidade o mais próximo do ponto ótimo para a formação das pelotas cruas, (8% a 10%), de forma que no misturamento e pelotamento faça-se, apenas, um pequeno ajuste final desta umidade. Nesse ponto do processamento, filtragem-misturamento-pelotamento, há, pois, uma demanda de água, equivalente à diferença entre as umidades do pellet feed e da pelota crua. Numa estimativa grosseira, esse consumo de água seria equivalente a um valor da ordem de 2 a 4%, ou algo como 20 a 40 l/t de pelota, (0,020 a 0,040 m<sup>3</sup>/t). Dessa maneira, todo consumo adicional que se verificar em uma planta de pelotização, *com circuito a úmido*, pode ser interpretado como possível perda e, portanto, deve ser continuamente estudado e minimizado.

Por outro lado, conforme apresentado na figura 9.2, no circuito de pelotização com preparação do minério *a seco*, toda a água da umidade do pellet feed é perdida, devido à operação de secagem, antes da moagem. Sendo assim, para a obtenção das pelotas cruas, há necessidade de incorporar água ao material moído e seco, no misturamento, fazendo-se o ajuste final no pelotamento. Considerando-se o teor ótimo de umidade na faixa de 8% a 10%, ter-se-ia um consumo de água na faixa de 80 a 100 l/t de pelota (0,080 a 0,100 m<sup>3</sup>/t). Da mesma forma que no caso anterior, todo consumo adicional de água deve ser analisado como uma possível perda, merecendo contínuo controle e estudo para a sua minimização.

Nestes dois casos, não foram considerados os sistemas abertos de consumo de água, tais como: aspersão de água em pilhas de minério e pelotas para controle da emissão de particulados, umidificação de pelotas queimadas para embarque aos clientes, outros sistemas abertos sem recirculação, etc.

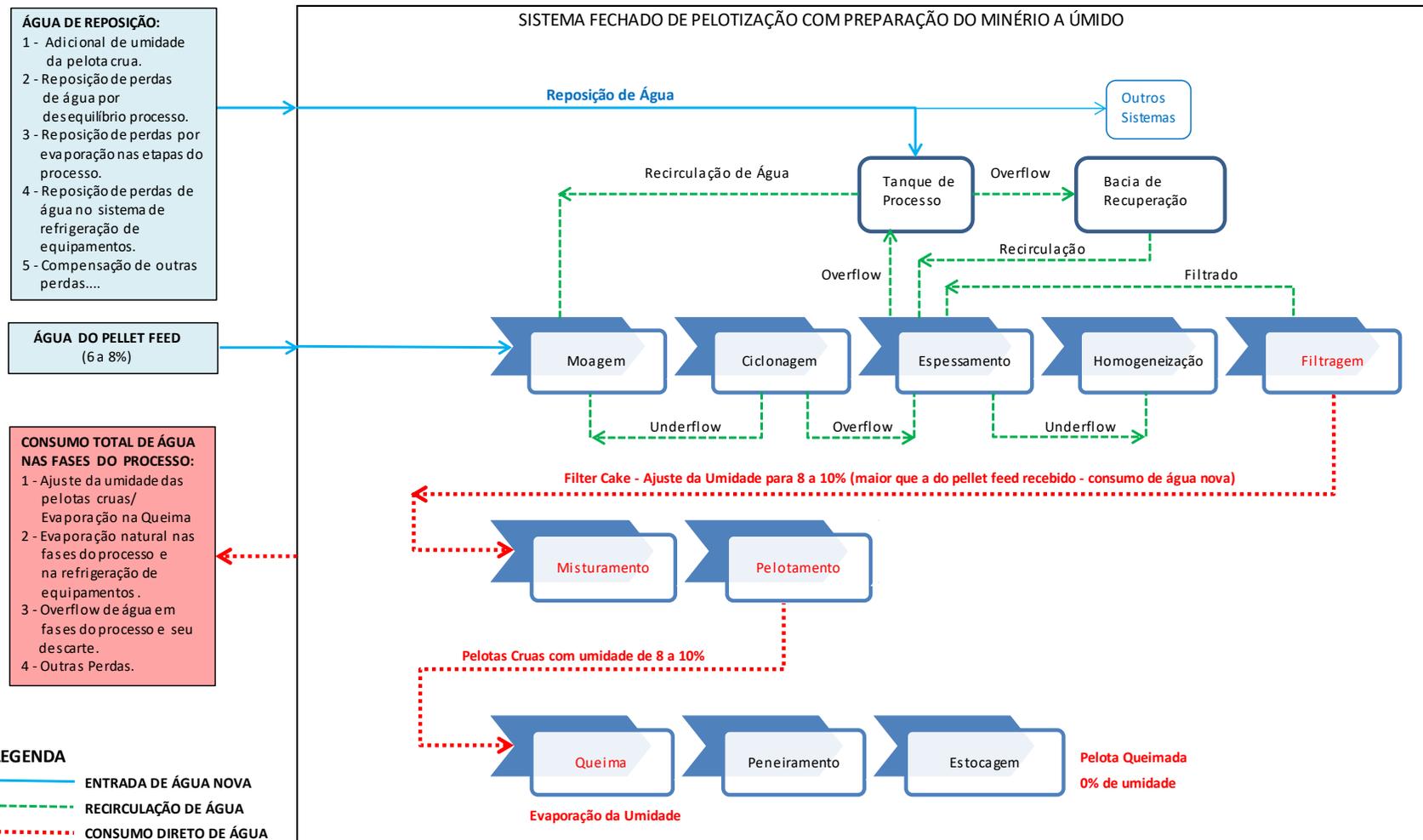


Figura 9.1 - Diagrama de blocos de planta de pelotização a úmido, mostrando, genericamente, os sistemas de suprimento, recirculação e demanda de água.

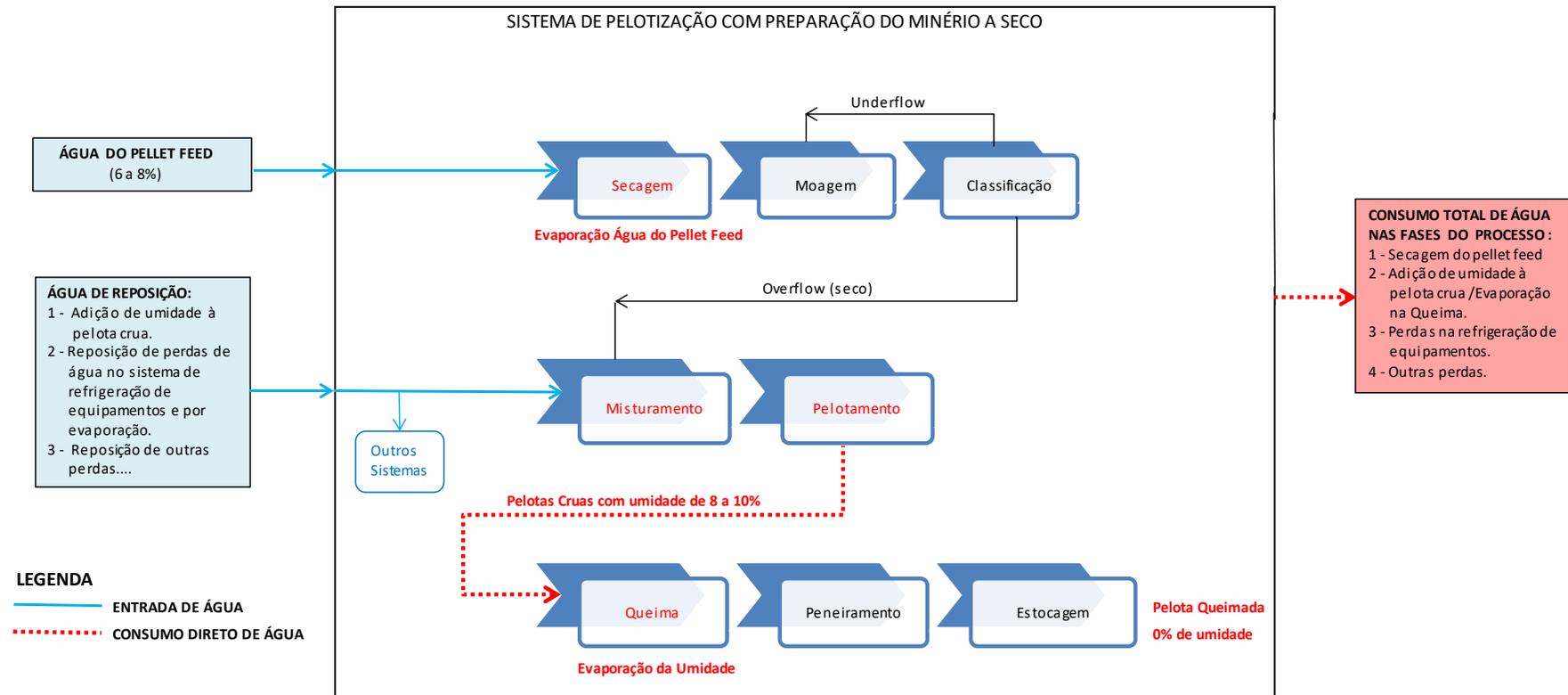


Figura 9.2 - Diagrama de blocos de pelotização com preparação a seco, mostrando genericamente os sistemas de suprimento e demanda de água.

### SUPERFÍCIE ESPECÍFICA DOS MATERIAIS PARA A PELOTIZAÇÃO <sup>(1)</sup>

#### 10.1 – *Aspectos Conceituais.*

Para a pelletização, o minério de ferro e os aditivos necessitam ser moídos a um ponto tal que possibilite a obtenção de pelotas cruas e queimadas com qualidade que atenda às exigências do processo e do mercado. A operação de moagem é uma das mais custosas da pelletização, demandando muita energia elétrica e materiais de consumo. Assim, estabelece-se um estrito controle dessa operação, de forma que não haja moagem deficiente dos materiais, com impacto negativo na qualidade das pelotas, nem excessiva, o que, por outro lado, aumenta o custo operacional. Considerando-se os diferentes materiais das misturas de pelletização, minério de ferro, fundentes, aglomerantes e combustível sólido, qual o grau de moagem deve ser dado a cada um deles? Esta é uma questão que só pode ser resolvida, através da execução de testes em escalas de laboratório e piloto. As melhores práticas operacionais indicam que, devido à grande diferença de densidade real destes materiais, a moagem deve ser conduzida em separado.

Considerando-se que o minério de ferro é o principal e maior constituinte de uma mistura a ser pelletizada, a definição da finura ótima concentra-se neste material. Nessa definição, dentre outros parâmetros, determina-se o tamanho médio das partículas do minério. Após a caracterização da finura ótima do minério de ferro, a boa prática considera que os demais aditivos sejam moídos, no mínimo, ao mesmo grau que o minério, ou seja, com o *mesmo tamanho médio das partículas*.

Conforme já comentado anteriormente, cada minério de ferro tem suas próprias características, o que influencia seu comportamento nas operações unitárias de beneficiamento e na pelletização. Assim, cada tipo de minério tem sua finura ótima para a pelletização. Da literatura, é sabido que há vários métodos para se aferir a finura ou mesmo o estado de tamanho das partículas minerais. *Diferentes métodos conduzem a diferentes resultados*. No caso da pelletização, comumente, são realizados dois tipos de testes para essa avaliação:

- Determinação dos tamanhos maiores por peneiramento em peneiras de 100, 200 e 325 malhas, e da distribuição granulométrica completa, através de diferentes metodologias (sedimentação, ciclonação, raios laser, etc.);
- Medição de superfície específica, através de permeâmetros <sup>(12,13,14)</sup>.

Combinados, os resultados desses dois tipos de teste permitem estabelecer os parâmetros de controle da finura dos materiais, para o processo de pelotização.

A superfície específica (SE) foi assim designada por representar a relação entre a área da superfície externa das partículas (A) e a sua massa (M).

Poderia, também, ser referida ao volume, o que é menos comum. Assim, a equação que define a superfície específica de um material pulverulento é dada por:

$$SE = A/M, \text{ (normalmente expressa em cm}^2\text{/g, no sistema CGS).} \quad \text{Eq. 10.1}$$

A superfície específica, por ser um parâmetro de fácil e rápida determinação, tornou-se um dos mais importantes índices de controle da finura de materiais para a pelotização. Em especial, os métodos de medição desenvolvidos por Blane e Fisher<sup>( 12, 13, 14 )</sup>, baseados na permeabilidade de um leito poroso de partículas à passagem do ar, prevalecem nas unidades industriais. Tais métodos não consideram o fator forma das partículas minerais, nem tampouco a rugosidade e porosidade, o que de certa forma implica em alguma imprecisão na medição.

Particularmente, Fisher, em seus estudos, considerou as partículas como esféricas. Constituiu leitos compactados em tubos cilíndricos e os submeteu à passagem de fluxos controlados de ar. Procedendo assim, estabeleceu condições padronizadas de teste em que foram verificadas correlações entre o diâmetro médio das partículas esféricas e a perda de carga do fluxo de ar, indicativa da permeabilidade do leito de partículas. O instrumento de medição<sup>( 13, 14 )</sup>, desenvolvido por Fisher, tem como resultado o diâmetro médio (Dm) das partículas minerais.

Tendo-se o diâmetro (Dm), a massa específica do material considerado ( $\mu$ ) e tomando-se a forma esférica, conforme figura 10.1, pode-se calcular a equação geral da superfície específica,  $SE = f(Dm, \mu)$ .

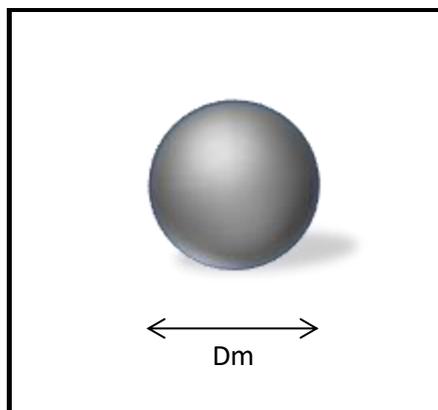


Figura 10.1 – Partícula esférica de diâmetro Dm

Da geometria, tem-se que:

Área da calota esférica =  $A = \pi.Dm^2$ , e

Volume da esfera =  $V = \pi.Dm^3/6$

Daí, pode se escrever que a massa da esfera é igual a:

$$M = \mu.V = \mu. \pi.Dm^3/6$$

Da equação Eq. 10.1, a superfície específica é igual a:

$$SE = A/M = \pi.Dm^2 / (\mu. \pi.Dm^3/6)$$

Simplificando esta equação, resulta:

$$SE = 6 / (\mu.Dm) \tag{Eq. 10.2}$$

Onde:

$\mu$  - massa específica verdadeira ou real, em  $g/cm^3$ ,

$Dm$  – diâmetro médio da partícula mineral em cm, e

$SE$  – superfície específica em  $cm^2/g$ .

Como o instrumento de medição Fisher fornece o diâmetro médio em micron ( $10^{-4}$  cm), pode-se ajustar a equação Eq. 10.2 para a seguinte forma geral:

$$SE = 60000 / (\mu.Dm) \tag{Eq. 10.3}$$

Sendo que:

$\mu$  - massa específica verdadeira ou real do material em  $g/cm^3$ ,

$Dm$  – diâmetro médio da partícula mineral em micron, e

$SE$  – superfície específica em  $cm^2/g$ .

Considerando-se que na pelletização tem-se uma mistura de minério de ferro com fundentes, aglomerante e, por vezes, combustível sólido, poderiam ser traçadas curvas de superfície específica em função do diâmetro médio de partículas, para esses diferentes materiais. Com essas curvas, poderiam ser definidas as superfícies específicas desses aditivos, de forma que o diâmetro médio de suas partículas fosse o mesmo daquele do minério de ferro.

Apenas para exemplificar, sejam consideradas as massas específicas do minério de ferro hematítico, do calcário calcítico e do antracito, respectivamente: 5,0; 2,1 e 1,5. Levando-se tais valores na equação geral Eq. 10.3, resultam as três equações seguintes para esses materiais:

$$SE = 12000/D_m, \text{ relativa ao minério de ferro,} \quad \text{Eq. 10.4}$$

$$SE = 28571/D_m, \text{ relativa ao calcário calcítico, e} \quad \text{Eq. 10.5}$$

$$SE = 40000/D_m, \text{ correspondente ao antracito.} \quad \text{Eq. 10.6}$$

A figura 10.2 mostra a representação gráfica da Superfície Específica em função do diâmetro médio das partículas, para esses três materiais, minério de ferro, calcário e antracito. Observando-se essa figura, pode-se constatar facilmente que:

- Quanto menor é o diâmetro médio das partículas minerais, maior é o valor da superfície específica, independentemente do material que se considere.
- Para o mesmo diâmetro médio, o valor da superfície específica é maior para os materiais de menor massa específica.

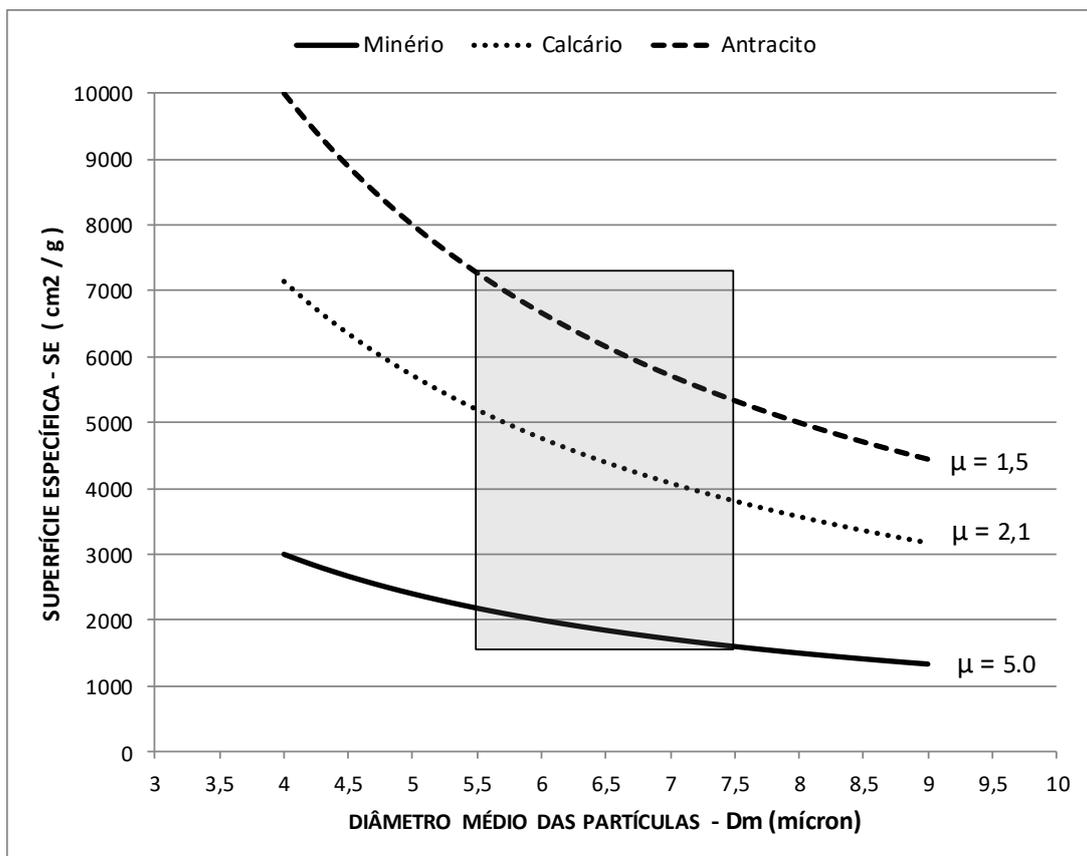


Figura 10.2 – Superfície específica em função do diâmetro médio das partículas

A superfície específica ótima para a pelletização depende do tipo de minério e das especificações de qualidade das pelotas queimadas.

Verifica-se que, nas diversas plantas industriais, esse parâmetro varia numa faixa bastante ampla, tal como: 1600 a 2200 cm<sup>2</sup>/g.

Desse modo, o diâmetro médio das partículas de minério moído e pronto para o pelletamento tem uma variação correspondente, situando-se na faixa de 5,5 a 7,5 micra, valores estes facilmente calculados pela equação Eq. 10.4.

Tendo-se em conta as melhores práticas industriais, os aditivos devem ser moídos, no mínimo, ao mesmo tamanho médio do minério de ferro. Sendo assim, através do gráfico da figura 10.2, pode-se verificar que o calcário e o antracito necessitam ser preparados com superfície específica nas faixas aproximadas de 4000 a 5000 cm<sup>2</sup>/g e 5000 a 7000 cm<sup>2</sup>/g, respectivamente. O campo indicativo dessas faixas de variação, correspondentes ao minério de ferro, calcário e antracito, está indicado pela área sombreada na figura 10.2.

A resistência das pelotas cruas, formadas nos discos e tambores de pelletização, depende do tamanho das partículas minerais utilizadas na sua composição. Assim, essa resistência depende não só do estado de tamanho das partículas de minério de ferro, mas também dos aditivos.

Segundo Rumpf<sup>(15, 16)</sup>, a resistência da pelota crua é dada pela seguinte expressão:

$$\sigma = k' \cdot [(1-\epsilon)/\epsilon] \cdot \gamma \cdot (1/D_m) \cdot \cos\phi_{(L-S)} \quad \text{Eq. 10.7}$$

Em que:

$\sigma$  - tensão de ruptura da pelota crua,

$k'$  - constante que depende do minério, do líquido, etc.,

$\epsilon$  - porosidade da pelota crua (fracionária),

$\gamma$  - tensão superficial do líquido,

$D_m$  - diâmetro médio das partículas minerais,

$\cos\phi_{(L-S)}$  - ângulo de contato líquido-sólido.

Através dos estudos desenvolvidos por Rumpf, pode-se verificar que a resistência da pelota crua ( $\sigma$ ) umenta com o decréscimo do tamanho médio das partículas minerais e da porosidade. Por outro lado, aumenta com a tensão superficial do líquido e com a

redução do ângulo de contato líquido-sólido ( $\phi$ ), ou o mesmo que com o aumento da molhabilidade ou hidrofiliçidade das partículas minerais.

Neste último aspecto, é importante destacar que o pelotamento só ocorre quando a água molha as partículas minerais que devem ter o caráter hidrofílico ( $\phi = 0^\circ$ ). Nesta condição, desenvolvem-se as forças capilares de coesão, principais responsáveis pela formação das pelotas cruas. Como o minério de ferro chega ao pelotamento, proveniente de outras operações de beneficiamento, tais como concentração e desaguamento, onde aditivos químicos são utilizados, é importante verificar se a hidrofiliçidade das partículas minerais não foi descaracterizada. Normalmente, as aminas, utilizadas na concentração do minério de ferro para a flutuação da sílica, e os aditivos usados em operações de filtragem, residuais e diluídos na umidade do minério, podem alterar a hidrofiliçidade e, portanto, a pelotabilidade (ballability) do material.

Tomando-se a expressão da Superfície Específica da equação Eq. 10.3, vem:

$SE = 60000/(\mu \cdot D_m)$ , ou o mesmo que:  $SE = k''/(\mu \cdot D_m)$ . Daqui, resulta:

$$D_m = k''/(\mu \cdot SE)$$

Levando-se  $D_m$  na expressão de Rumpf da equação Eq. 10.7 resulta:

$$\sigma = k' \cdot [(1-\epsilon)/\epsilon] \cdot \gamma \cdot (1/D_m) \cdot \cos\phi_{(L-S)} \quad \text{ou} \quad \sigma = k' \cdot [(1-\epsilon)/\epsilon] \cdot \gamma \cdot (\mu \cdot SE/k'') \cdot \cos\phi_{(L-S)}$$

Simplificando, tem-se a expressão genérica da resistência da pelota crua:

$$\sigma = k \cdot SE \cdot \mu \cdot \gamma \cdot \cos\phi_{(L-S)} \cdot (1-\epsilon)/\epsilon \quad \text{Eq. 10.8}$$

Onde:

$\sigma$  - tensão de ruptura da pelota crua,

$k$  - constante que depende do minério, do líquido, etc.,

$SE$  - superfície específica da mistura pelotizada,

$\mu$  - massa específica verdadeira ou real das partículas da mistura,

$\gamma$  - tensão superficial do líquido,

$\cos\phi_{(L-S)}$  - ângulo de contato líquido-sólido,

$\epsilon$  - porosidade da pelota crua (fracionária).

Assim, verifica-se que a Resistência da Pelota crua ( $\sigma$ ) aumenta com o crescimento da Superfície Específica (SE) da mistura de minerais pelotizados.

Alguns pesquisadores e estudiosos do tema pelotização de minério de ferro preferem referenciar o cálculo da superfície específica à unidade de volume e não ao peso, como foi desenvolvido até aqui. A justificativa é que, procedendo-se desta forma, tem-se uma noção mais fácil do estado de finura entre materiais de massas específicas muito diferentes. Há algumas plantas industriais que adotam também esse procedimento. Dentro deste conceito, a definição de superfície específica (SE') passaria a ser: *“a relação entre a área da superfície externa das partículas (A) e o seu volume (V)”*.

$$SE' = A/V \text{ (normalmente expressa em cm}^2\text{/cm}^3\text{, no sistema CGS)} \quad \text{Eq. 10.9}$$

De forma similar aos cálculos anteriores, em que a partículas foram consideradas como esféricas (figura 10.1), tem-se da geometria:

$$\text{Área da calota esférica} = A = \pi \cdot Dm^2, \text{ e}$$

$$\text{Volume da esfera} = V = \pi \cdot Dm^3/6$$

Substituindo-se as expressões de A e V na equação Eq. 10.9, resulta:

$$SE' = \pi \cdot Dm^2 / (\pi \cdot Dm^3/6)$$

Simplificando, vem:

$$SE' = 6/Dm$$

Como o instrumento de medição do diâmetro médio fornece o valor em micron ( $10^{-4}$  cm), deve-se ajustar esta última equação, para se ter o resultado no sistema CGS, resultando:

$$SE' = 60000/Dm \quad \text{Eq. 10.10}$$

Onde:

SE' – superfície específica, em  $\text{cm}^2\text{/cm}^3$ ,

Dm – diâmetro médio das partículas minerais, em micron.

Nesta concepção, verifica-se que o cálculo do valor da superfície específica (SE') independe do valor da massa específica do material. Devido a este fato, quando se constroem curvas  $SE' = f(Dm)$  para diferentes materiais, elas são coincidentes numa única. A figura 10.3, elaborada para minério de ferro, calcário e antracito, evidencia este fato, em contraste com a figura 10.2.

Isso parece fazer muito mais sentido que o cálculo referenciado à massa, em  $\text{cm}^2/\text{g}$ , pois diferentes materiais, com partículas de mesmo diâmetro médio, apresentam o mesmo valor de superfície específica, quando expresso em  $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ .

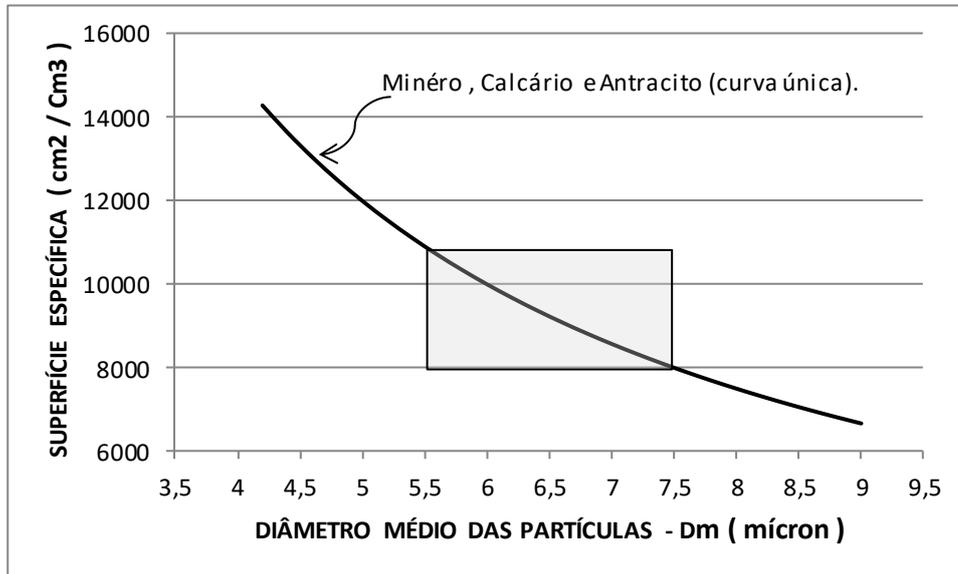


Figura 10.3 – Superfície Específica em  $\text{cm}^2/\text{cm}^3$  versus diâmetro médio das partículas minerais, mostrando a independência do tipo de material.

A superfície específica referenciada ao volume ( $SE'$ ) pode ser calculada, conhecendo-se o valor da superfície específica relacionada à massa ( $SE$ ) e vice-versa. Para tal, é necessário conhecer a massa específica real ( $\mu$ ) do material considerado. Assim, sejam tomadas as equações Eq. 10.3 e Eq. 10.10:

$$SE = 60000/(\mu \cdot Dm), \text{ e } SE' = 60000/Dm$$

Da primeira equação, pode se escrever que:

$$Dm = 60000/(\mu \cdot SE); \text{ levando a } SE' \text{ e simplificando, resulta:}$$

$$SE' = SE \cdot \mu \tag{Eq. 10.11}$$

Onde:  $SE'$  – superfície específica, em  $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ ,

$SE$  – superfície específica, em  $\text{cm}^2/\text{g}$ , e

$\mu$  - massa específica real das partículas da mistura, em  $\text{g}/\text{cm}^3$ .

Considerando-se a Eq. 10.11 e as massas específicas do minério de ferro, calcário e antracito como sendo 5,0; 2,1; e 1,5 g/cm<sup>3</sup>, respectivamente, pode-se escrever que:

$$SE' = (5,0).SE, \text{ relativa ao minério de ferro,} \quad \text{Eq. 10.12}$$

$$SE' = (2,1).SE, \text{ relativa ao calcário calcítico, e} \quad \text{Eq. 10.13}$$

$$SE' = (1,5).SE, \text{ correspondente ao antracito.} \quad \text{Eq. 10.14}$$

Com estas equações, pode ser construído o gráfico da figura 10.4, seguinte, mostrando a relação  $SE' = f(SE)$ , para os materiais considerados. Constata-se facilmente que, para um mesmo valor de  $SE'$  (cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>), ou seja, para um mesmo diâmetro médio de partículas, os valores de  $SE$  (cm<sup>2</sup>/g) são muito diferentes, para o minério de ferro, calcário e antracito.

Para referência, foi indicada a área sombreada nessa figura, abrangendo a faixa de variação de superfície ( $SE$ ) do minério de ferro em plantas industriais, qual seja: 1600 a 2200 cm<sup>2</sup>/g ou o mesmo que 8000 a 11000 cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>. Daí, podem ser feitas as correspondências de valores com as curvas do calcário e do antracito.

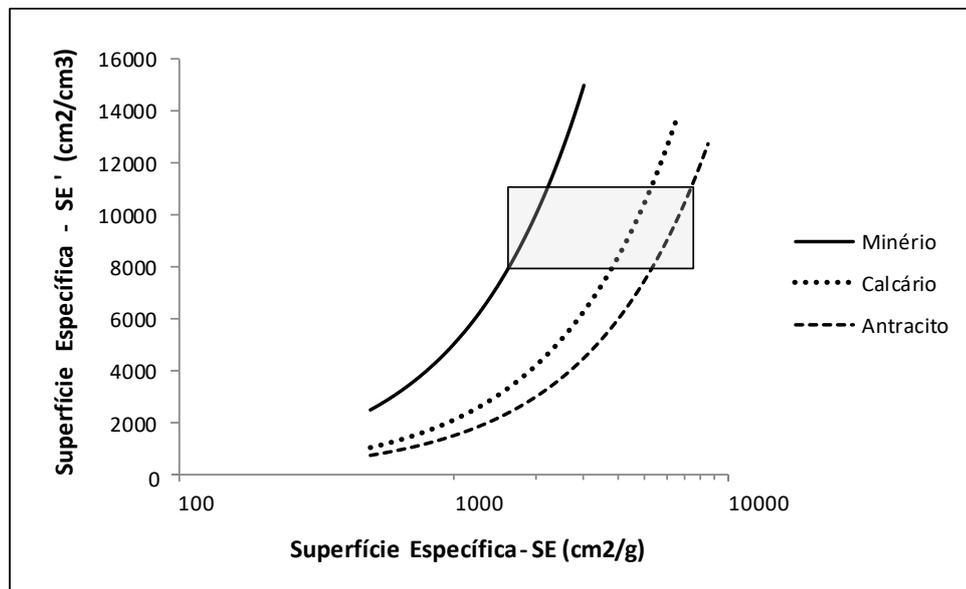


Figura 10.4 – Superfícies específicas referenciadas à massa e ao volume, para diferentes materiais, componentes da mistura de pelletização.

Na pelletização, são dosados ao minério fundentes e outros materiais (combustível sólido, por exemplo) em diferentes proporções, dependendo do tipo de pelota que se considere. A boa prática industrial sugere que estes aditivos sejam moídos em um estado tal que o diâmetro médio das partículas esteja próximo daquele definido para as partículas do minério de ferro. Assim, seria o mesmo que dizer:

*“Na pelletização, a superfície específica, expressa em  $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ , deve ter o mesmo valor para o minério de ferro e aditivos.”*

A grande maioria dos institutos de pesquisa, universidades e plantas industriais de pelletização adota o conceito de superfície específica referenciada à massa das partículas minerais ( $\text{cm}^2/\text{g}$ ). Não está claro o porquê desta escolha! Provavelmente, os primeiros cientistas que estudaram o assunto consideraram essa referência, o que se propagou no meio técnico. Porém, como visto, o conceito baseado no volume permite uma noção imediata do estado de tamanho (Dm) relativo dos diferentes materiais que compõem uma mistura de pelletização.

## 10.2 – Superfície Específica e Moabilidade de Minério. <sup>( 18, 19, 20, 21, 22 )</sup>

Para a pelletização, conforme visto no capítulo 2, o de minério de ferro de ferro tem de ser preparado adequadamente. Normalmente, para se atingir a finura do material para a etapa de pelletamento, há a necessidade de submetê-lo a uma moagem muito fina, normalmente conduzida em moinho de bolas. Essa operação unitária de beneficiamento é uma das mais dispendiosas do processo de pelletização, demandando apreciável montante de energia elétrica e, também, de corpos moedores e revestimentos dos equipamentos. Quando a moagem é a seco, há ainda um adicional de consumo de energia térmica.

Conforme se sabe da literatura, para que se tenha uma boa estabilidade na operação da moagem, é necessário que o minério de alimentação apresente pequena variabilidade em termos de características geo-morfológicas e granulométricas.

Porém, essas propriedades dependem da gênese do minério e de suas características físico-químicas. Assim, diferentes minas de minério de ferro podem gerar pellet feeds para a pelletização com índices de moabilidade muito variáveis. Desta forma, quando a alimentação dos moinhos é composta por misturas de minérios de diferentes procedências, há a necessidade de se conhecer o índice de moabilidade de cada componente, de forma a determinar uma mistura padrão de alimentação, com variabilidade controlada.

A cominuição ou fragmentação de minérios começou a ser estudada em profundidade, a partir dos anos de 1840, com o cientista e mestre austríaco Peter Ritter von Rittinger.

Mais à frente, por volta de 1860, outro cientista, também austríaco, Friedrich Kick, juntou-se ao tema. Desenvolveu uma teoria de cominuição diferente daquela de Rittinger, tendo havido grandes debates entre eles, nos meios acadêmicos e industriais. Em meados da década de 1930, o americano Fred C. Bond desenvolveu seus estudos preliminares sobre a cominuição, estabelecendo equações e ensaios empíricos de laboratório, para o cálculo do índice de moabilidade dos minérios (Bond Work Index). Devido ao robusto estudo desenvolvido, com grande conteúdo de dados da prática industrial, a teoria de Bond disseminou-se no dimensionamento e otimização de equipamentos para moagem de minérios.

Como as três teorias desenvolvidas por esses cientistas diferiam em aspectos fundamentais, muitos outros estudiosos do assunto dedicaram-se, e continuam se dedicando, à avaliação e à definição do campo de validade de cada uma delas. Nesse sentido, o finlandês R.T. Hukki, em 1961, publicou um artigo técnico com o resultado de anos de estudo e coleta de dados industriais, mostrando que as três teorias são aplicáveis e têm os seus campos de validade, conforme mostra o gráfico da figura 10.5, por ele elaborado. Nessa figura, vê-se o consumo de energia elétrica na cominuição, em função do tamanho médio das partículas do produto da moagem. Constata-se, também, que a teoria de *Rittinger* tem a sua validade no campo da moagem mais fina, onde o produto moído tem o diâmetro médio das partículas inferior a 100 micra.

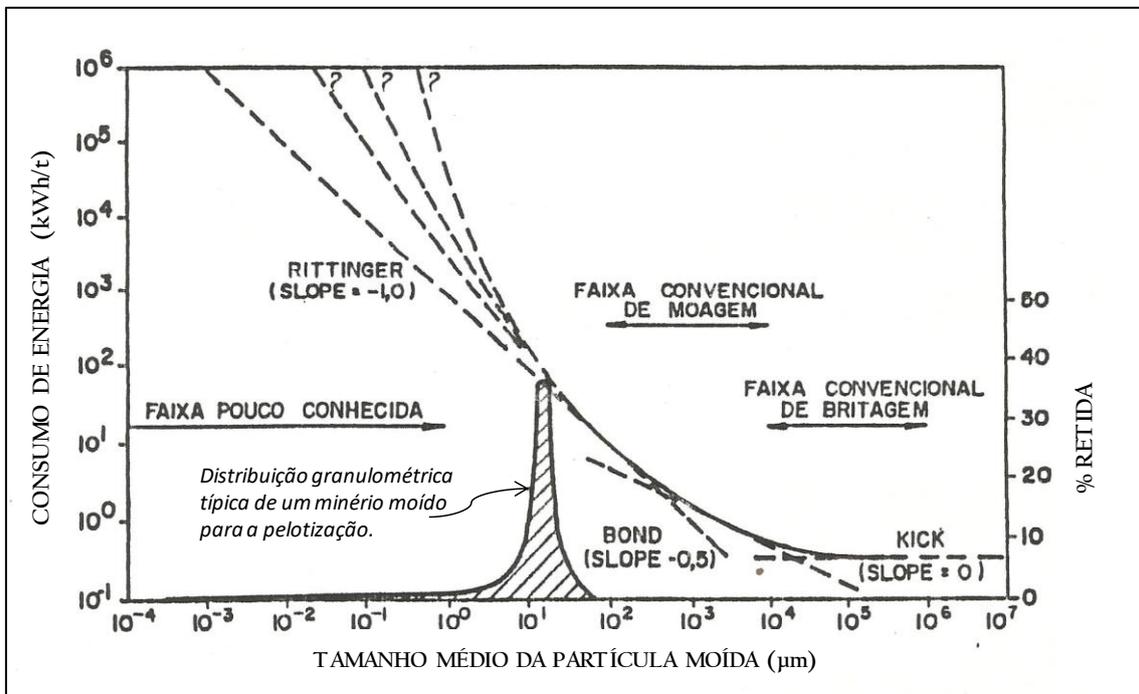


Figura 10.5 – Relação entre energia consumida na cominuição e tamanho médio da partícula, segundo Hukki, 1961. (Incluída uma curva típica de distribuição granulométrica de minério de ferro moído para a pelletização).

Segundo Hukki, a teoria de Bond é aplicável à moagem mais grossa e a de Kick às operações de britagem, onde as partículas são de maiores tamanhos. Não é objetivo deste capítulo discutir e avaliar as diferentes teorias de cominuição, o que foi exaustivamente feito por muitos autores <sup>(22)</sup>. Aqui, procura-se determinar qual delas mais se adapta à moagem fina para a pelletização de minérios de ferro. Nesta figura, incluiu-se a curva típica de distribuição granulométrica de um pellet feed moído na finura própria para a pelletização, com superfície específica da ordem de 1800 cm<sup>2</sup>/g. O posicionamento desta curva permite verificar que a moagem para a pelletização está mais afeita ao campo dominado pela teoria de Rittinger.

Nos últimos anos, muitos estudiosos, inclusive o autor deste livro, têm se dedicado ao estudo do tema, seja na avaliação do comportamento dos minérios de ferro na moagem industrial, seja no desenvolvimento de ensaios de moabilidade para caracterizar os diferentes tipos de minério. <sup>(19, 20)</sup> Como a pelletização é uma tecnologia regida por fenômenos físico-químicos de superfície, as teorias de Kich e Bond relacionam-se ao tamanho das partículas minerais e a de Rittinger faz uma abordagem em termos de superfície das partículas, tem-se verificado nesses estudos uma melhor concordância desta teoria de Rittinger com a moagem dos finos de minério de ferro.

De acordo com Rittinger:

“ A energia consumida nas operações de fragmentação é diretamente proporcional à nova superfície gerada “.

Deste enunciado, pode-se escrever que:

$$E = K' \cdot (S_f - S_i) = K' \cdot \Delta S \quad \text{Eq. 10.15}$$

Onde:

E - energia consumida,

K' - constante que depende das características do material,

S<sub>i</sub> - superfície inicial do material,

S<sub>f</sub> - superfície final do material e

$\Delta S = (S_f - S_i)$  – nova superfície gerada com a fragmentação.

Mourão e Stegmiller <sup>(19)</sup>, após anos de estudos sobre o tema na década de 1980, e verificando a necessidade de se desenvolver um ensaio de moabilidade para a

caracterização dos diferentes minérios de ferro, tomaram a expressão da teoria de Rittinger, adaptando-a para esse intuito.

Assim, procederam-se os seguintes ajustes na equação de Rittinger, Eq. 10.15:

$$E = K' \cdot (S_f - S_i) = K' \cdot \Delta S, \text{ ou}$$

$$1/K' = (S_f - S_i)/E = \Delta S/E. \text{ Daqui, resulta:}$$

$$K = (S_f - S_i)/E = \Delta S/E$$

Finalmente, tem-se a expressão final do índice de moabilidade:

$$K = \Delta S / E \quad (\text{cm}^2/\text{g.wh}) \qquad \text{Eq. 10.16}$$

Onde:

K – índice de moabilidade característico do minério de ferro ( $\text{cm}^2/\text{g.wh}$ ),

$S_i$  – superfície específica inicial do minério ( $\text{cm}^2/\text{g}$ ),

$S_f$  – superfície específica final do minério ( $\text{cm}^2/\text{g}$ ),

$\Delta S = (S_f - S_i)$  – geração de nova superfície específica na moagem ( $\text{cm}^2/\text{g}$ ),

E – quantidade de energia consumida para provocar a variação de superfície  $\Delta S$ , (wh).

Assim, através de um ensaio padronizado de laboratório <sup>(19)</sup>, foi possível caracterizar os diferentes tipos de minério de ferro, determinando-se seus índices de moabilidade característicos.

Isso possibilitou o desenvolvimento de modelos de previsão de produção e consumo de energia na moagem de minérios de ferro para a pelotização.

A figura 10.6 mostra, genericamente, como esse índice varia em uma grande amplitude, o que é função das características geo-morfológicas dos diferentes minérios.

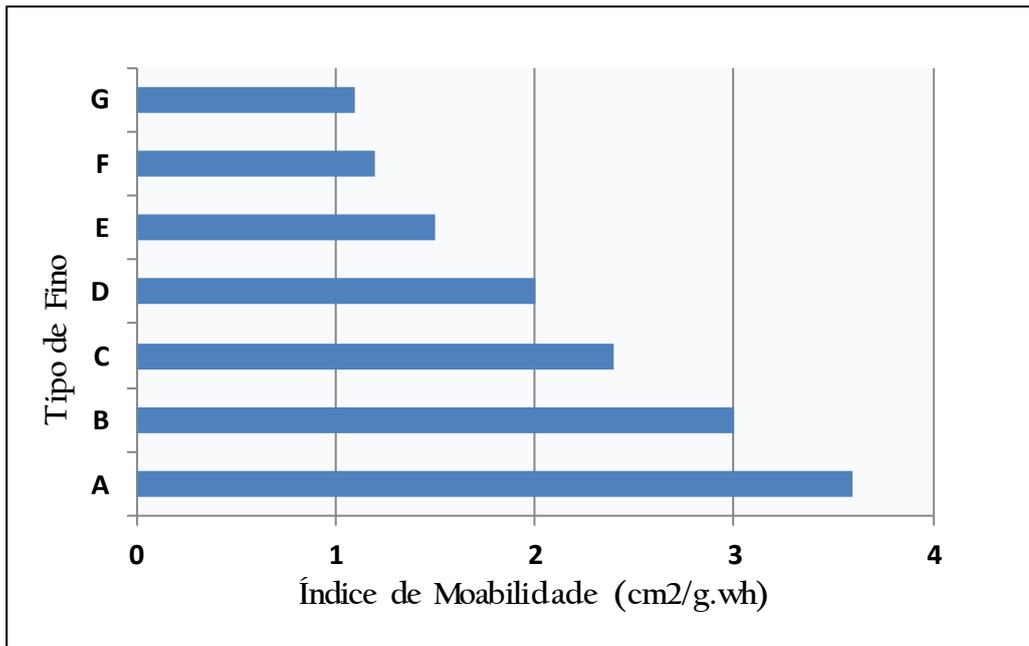


Figura 10.6 – Índices de moabilidade de alguns tipos de finos de minério de ferro.

### ASPECTOS RELATIVOS À DENSIDADE E À POROSIDADE DAS PELOTAS <sup>(1)</sup>

A questão da porosidade é um assunto de fundamental importância na pelletização de minérios de ferro. Tanto a relativa às partículas minerais em si, quanto aquela relacionada a um grupo de partículas e ou pelotas. Há vários métodos padronizados para a determinação dessa propriedade dos materiais, especialmente aqueles desenvolvidos por organizações internacionais tais como ISO, ASTM, etc. Porém, essas metodologias carecem de um maior detalhamento no seu desenvolvimento, o que dificulta a compreensão dos aspectos físicos envolvidos.

As pelotas, quer sejam cruas, quer sejam queimadas, são submetidas a fluxos de gases, durante a queima nos fornos de pelletização. Como matéria prima dos processos de redução, as pelotas queimadas alimentam os reatores siderúrgicos, entrando em contato com correntes de gases redutores. Nesses processamentos, a porosidade individual ou do conjunto de pelotas exerce um papel importantíssimo no desempenho e na produtividade dos fornos.

#### 11.1 – Densidade.

O conceito de densidade ( $d$ ) está sempre atrelado ao de massa específica. Excetuando-se os gases, normalmente, toma-se a densidade de um material em relação à água. É definida como sendo a razão entre a massa específica ( $\mu$ ) de um material e a massa específica da água a 4 °C ( $\mu_a$ ). Nessa temperatura, a massa específica da água atinge o valor máximo, igual a 1 g/cm<sup>3</sup>, (sistema de unidades CGS) . Sendo a razão de massas específicas, a densidade é uma grandeza adimensional. Pelo fato da densidade da água de referência ser igual à unidade, o mesmo número que expressa a massa específica de um material expressa, também, a sua densidade. De acordo com este conceito, pode ser escrito que:

$$d = \mu / \mu_a, \text{ ou } d = \mu / 1$$

Daí,  $d = \mu$  (adimensional).

Três são as densidades básicas, definidas na literatura técnica e utilizadas nos compêndios acadêmicos e na indústria de um modo geral:

- *Densidade Real (dr) ou Densidade Verdadeira – (True density).*

A densidade real de uma partícula é aquela em que a porosidade individual é nula. Em verdade, seria a densidade da célula unitária dos minerais. Os métodos analíticos para a sua determinação utilizam uma aproximação desse estado, haja vista que tomam uma amostra do material moído finamente, situação em que os poros são eliminados ao máximo, como indica a figura 11.1.

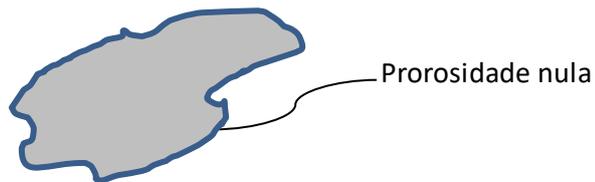


Figura 11.1 – Partícula mineral compacta com porosidade nula.

Dentro do conceito definido, a densidade real da partícula mineral seria dada numericamente por:

$$dr = ms/v, \text{ onde,} \quad \text{Eq. 11.1}$$

dr – densidade real,  
ms – massa do sólido (partícula),  
v – volume externo da partícula.

Quando se considera um minério de ferro, o mesmo possui impurezas minerais que têm densidade real bem diferente daquela do mineral de ferro base do minério. Assim, a densidade real de um minério de ferro depende do tipo e do nível de contaminantes. Quando se consideram as misturas a serem pelletizadas, em que há diferentes tipos e proporções dos aditivos ao minério, a densidade real deverá expressar os efeitos desses aditivos. No caso das pelotas queimadas, há diferentes fases componentes na sua estrutura. A fase predominante é sempre a hematita,  $Fe_2O_3$ . Nesse caso, também, a densidade real será função do tipo de pelota e da natureza da ganga. Normalmente, na indústria, determinam-se correlações entre a densidade real e o teor de ferro da mistura a pelletizar ou das pelotas queimadas, de forma a facilitar a determinação de outros parâmetros característicos dessas misturas e pelotas. É o caso, por exemplo, da determinação da superfície específica discutida no capítulo 10, que depende da massa específica verdadeira, de mesmo número que a densidade real.

- *Densidade Aparente ( $d_a$ ) – (Apparent Density).*

Considere-se que a partícula da figura 11.1 anterior contivesse poros internos, conforme mostra a figura 11.2 seguinte:

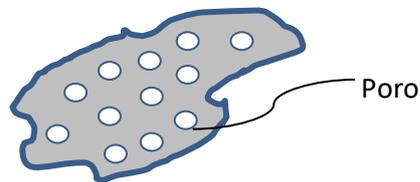


Figura 11.2 – Partícula mineral porosa.

A densidade aparente desta partícula é definida por:

$$d_a = m_{s'}/v, \text{ onde:}$$

Eq. 11.2

$d_a$  – densidade aparente,  
 $m_{s'}$  – massa do sólido (partícula),  
 $v$  – volume externo da partícula.

Como  $m_{s'} < m_s$ , devido aos poros, a densidade aparente é sempre menor que a densidade real ( $d_a < d_r$ ).

- *Densidade a Granel ( $d_g$ ) – Bulk Density.*

A densidade a granel é uma propriedade relacionada a um material sólido, no estado granular. Para a sua determinação, há de se considerar um conjunto de grânulos ou partículas desse material, colocado em um recipiente, compactado ou não, conforme for o caso. A densidade a granel é a razão entre a massa do conjunto de partículas e o volume ocupado no recipiente.

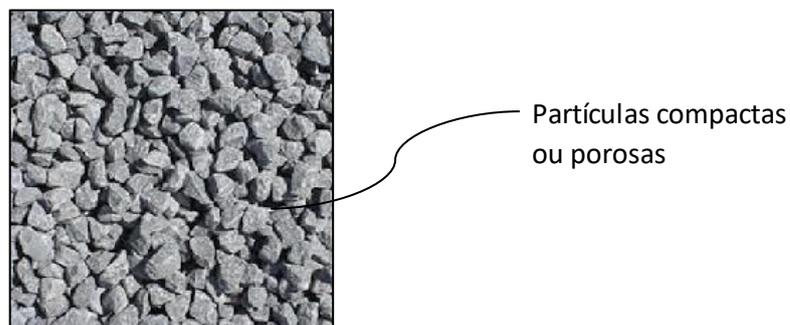


Figura 11.3 – Material no estado granular.

A densidade a granel é definida como sendo:

$$d_g = m/V, \text{ onde,} \quad \text{Eq. 11.3}$$

$d_g$  - densidade a granel,  
 $m$  - massa do material granulado,  
 $V$  - volume total ocupado pelo material granulado.

A densidade a granel é muito utilizada em cálculos relativos às operações com os minerais, minérios e pelotas. Há metodologia padronizada para a sua determinação, a qual pode ser conduzida com ou sem a compactação do material. Compactando-se, obtêm-se maiores valores. Pelas próprias definições, pode-se sempre escrever que:  $d_g < d_a < d_r$ .

### 11.2 – Porosidade de Pelota.

Tratando-se de pelotas de minério de ferro, sabe-se que o material é mais ou menos poroso, dependendo dos constituintes, do grau de moagem do minério e aditivos, da intensidade de queima, etc. Quando se examina uma pelota ao microscópio, constata-se que há dois tipos de poros, os fechados e aqueles ditos abertos, os quais se comunicam com o exterior. A determinação da porosidade aberta e fechada, separadamente, envolve o uso de metodologia mais complexa. Normalmente, nas operações industriais, determina-se a *porosidade total da pelota*, a qual considera os dois tipos de poros e é um importante parâmetro de controle do processo de pelletização.

Seja a figura 11.4, que mostra, esquematicamente, uma seção diametral de uma pelota queimada, destacando os poros abertos e fechados.

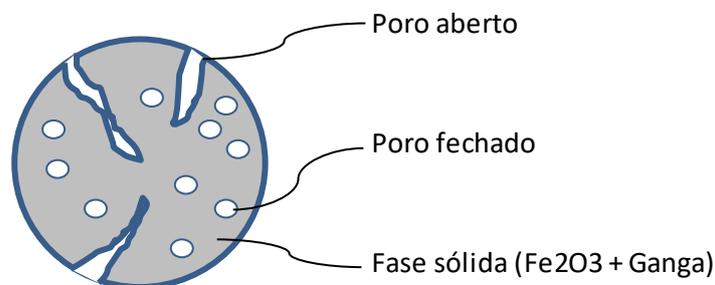


Figura 11.4 – Seção diametral de uma pelota porosa.

A porosidade total da pelota é definida como a relação percentual entre o volume total de poros e o volume da pelota. Assim, pode-se escrever que:

$$P = (V_p/V) \cdot 100 \%, \text{ onde,} \quad \text{Eq. 11.4}$$

P – porosidade total da pelota em %,  
V<sub>p</sub> – volume total de poros (abertos e fechados),  
V – Volume da pelota.

Por outro lado, designando-se por V<sub>s</sub> o volume real ocupado pela fase sólida da pelota, pode-se escrever que:

$$V_p = V - V_s$$

Substituindo-se V<sub>p</sub> na equação Eq. 11.4, resulta:

$$P = 100 \cdot (V - V_s)/V, \text{ ou}$$

$$P = 100 \cdot (1 - V_s/V) \quad \text{Eq. 11.5}$$

Utilizando-se dos conceitos de densidade real (d<sub>r</sub>) e densidade aparente (d<sub>a</sub>), definidos anteriormente, é possível escrever que:

d<sub>a</sub> = m<sub>s</sub>/V, onde m<sub>s</sub> é a massa da fase sólida da pelota. Daqui, resulta que:

$$V = m_s/d_a$$

Sendo V<sub>s</sub> o volume ocupado pela fase sólida, pode-se também escrever que:

d<sub>r</sub> = m<sub>s</sub>/V<sub>s</sub>. Daqui, pode-se extrair V<sub>s</sub>, resultando em:

$$V_s = m_s/d_r$$

Levando-se os valores de V = f(m<sub>s</sub>,d<sub>a</sub>) e V<sub>s</sub> = f(m<sub>s</sub>,d<sub>r</sub>) na equação Eq. 11.5, resulta:

P = 100 · [1 - (m<sub>s</sub>/d<sub>r</sub>) / (m<sub>s</sub>/d<sub>a</sub>)] . Simplificando, resulta a expressão final da porosidade total da pelota:

$$P = 100 \cdot (d_r - d_a)/d_r \%. \text{ Onde:} \quad \text{Eq. 11.6}$$

P – porosidade total da pelota em %,  
d<sub>r</sub> – densidade real do material componente da pelota,  
d<sub>a</sub> – densidade aparente da pelota.

Assim, a porosidade total de uma pelota pode ser facilmente calculada, conhecendo-se as densidades real e aparente, que podem ser determinadas através de metodologias padronizadas por instituições internacionais, tais como ISO, ASTM, etc.

A porosidade das pelotas de minério de ferro é uma propriedade muito importante. Uma pelota seca, antes da queima nos fornos de pelotização, apresenta porosidade da ordem de 45 a 50%. Como o processamento de queima é conduzido a temperaturas da ordem de 1300 oC, há a formação de escória líquida, arredondamento dos grãos de hematita, contração da estrutura e eliminação de poros. Com isso, verifica-se a redução paulatina da porosidade (ou aumento da densidade aparente), à medida que o processo de queima avança. Devido a esses fatos, a porosidade (ou a densidade aparente) pode ser utilizada como um indicativo do grau de maturação da estrutura da pelota ou mesmo da intensidade de queima. Normalmente, pelotas bem consolidadas no processamento de queima apresentam porosidade na faixa de 20 a 25%, dependendo dos constituintes utilizados na sua produção. Se for utilizada a dosagem de combustível sólido às pelotas cruas, essa faixa é ampliada para algo como 25 a 35%, dependendo do tipo e da dosagem desse combustível. Esse aumento de porosidade ocorre porque, ao queimar, esse combustível deixa poros adicionais no interior das pelotas. De qualquer forma, a porosidade inicial das pelotas secas, com ou sem combustível sólido, decresce, à medida que a intensidade de queima avança. A figura 11.5 evidencia, genericamente, essa evolução da porosidade da pelota com o progresso da queima, considerando-se a densidade real do material igual a 5,0 e que a pelota não teve adição de combustível sólido, (antracito, coke breeze, etc.).

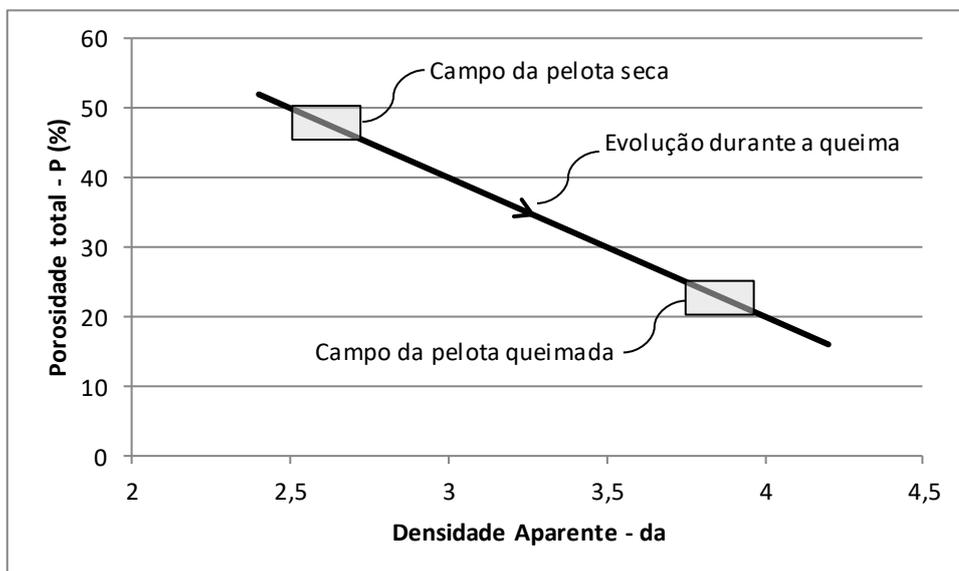


Figura 11.5 – Evolução genérica da porosidade da pelota, durante a queima (sem adição de combustível sólido).

A porosidade e a densidade aparente são, pois, indicadores do grau de maturação da estrutura da pelota de minério de ferro, ou mesmo da intensidade de queima recebida

(tempo e temperatura). Maior intensidade de queima significando menor porosidade e maior densidade aparente.

Cada tipo de pelota tem uma composição de matérias primas bem definida, resultando em valores característicos de porosidade e densidade aparente. Tal evidência possibilita estabelecer parâmetros de controle do processo de queima nas plantas industriais de pelletização.

Cuidados devem ser tomados nessa análise, quando se usar a dosagem de combustível sólido, pois, se não for homogênea, poderá distorcer a relação entre a intensidade de queima e a porosidade da pelota, levando a resultados antagônicos. Seria o caso em que a pelota recebesse, equivocadamente, uma dosagem excessiva de combustível sólido e, em consequência, apresentasse uma altíssima porosidade final, mesmo tendo sofrido um grau de queima acentuado.

### 11.3 – Porosidade total de um leito de pelotas.

A porosidade total de um leito de pelotas é muito importante, tanto para o processo de pelletização em si, quanto para a sua utilização nos processos siderúrgicos posteriores. Em ambos os casos, as pelotas são submetidas a fluxos de gases, devendo apresentar permeabilidade compatível com os requisitos dos processos. Na pelletização, a porosidade do leito facilita a troca de calor por convecção com os gases quentes. Nos processos siderúrgicos, favorece as reações de redução das pelotas e a fabricação do ferro.

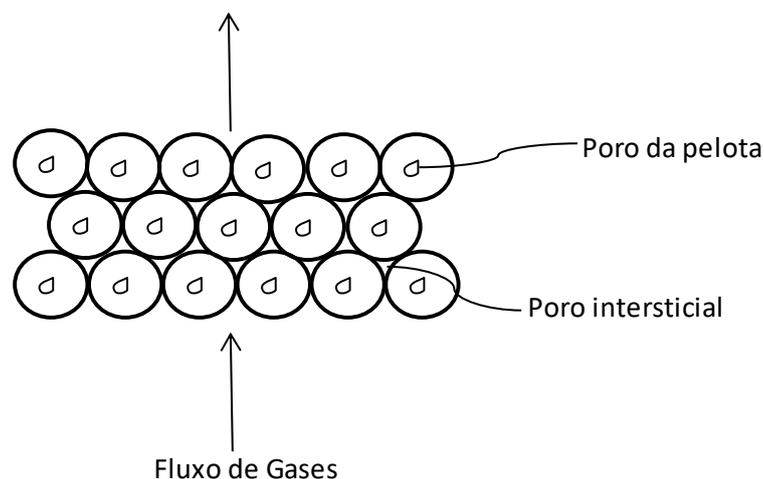


Figura 11.6 – Porosidade total – poros intersticiais + poros internos das pelotas.

A figura 11.6 mostra um desenho esquemático que evidencia os elementos da porosidade total de um leito de pelotas, os poros intersticiais e os das pelotas, estes

podendo ser abertos ou fechados, conforme já evidenciado anteriormente. Os poros das pelotas, principalmente os abertos, exercem um papel fundamental, tanto no processamento de queima, quanto durante a redução na siderurgia. Durante a queima, a umidade das pelotas cruas é vaporizada, os carbonatos são calcinados, a água de cristalização é volatilizada, o combustível sólido é queimado, etc. Essas reações geram significativas quantidades de gases que saem pelos poros abertos. Por outro lado, quando usadas nos reatores siderúrgicos, os gases redutores penetram por esses poros das pelotas, acelerando as reações de redução e a produção de ferro.

Analisando-se a figura 11.6, e por analogia com as definições anteriores de porosidade e densidades, pode-se escrever que:

$$P_t = 100.V_p/V_t \%, \text{ onde:} \quad \text{Eq. 11.7}$$

$P_t$  – porosidade total do leito de pelotas (intersticial + interior das pelotas),  
 $V_p$  – volume total de poros (volume de poros intersticiais + volume de poros das pelotas),  
 $V_t$  – volume total ocupado pelas pelotas.

Por outro lado, é verdadeira a seguinte relação:

$V_p = V_t - V_s$ , sendo que  $V_s$  é o volume total da parte sólida, componente das pelotas.

Substituindo-se esse valor de  $V_p$  na equação Eq. 11.7, resulta:

$$P_t = 100.(V_t - V_s)/V_t = 100.(1 - V_s/V_t) \quad \text{Eq. 11.8}$$

Das definições anteriores de *densidade real (dr)* e *densidade a granel (dg)*, pode-se escrever que:

$dr = m_s/V_s$  e que  $dg = m_s/V_t$ , onde  $m_s$  é a massa total da parte sólida das pelotas. Desenvolvendo, vem:

$V_s = m_s/dr$  e  $V_t = m_s/dg$ . Levando-se estes valores de  $V_s$  e  $V_t$  na equação Eq. 11.8, resulta:

$$P_t = 100. [1 - (m_s/dr)/(m_s/dg)]$$

Simplificando, resulta a equação final da porosidade total do leito de pelotas, em função da densidade a granel das pelotas e da densidade real do material sólido, componente dessas mesmas pelotas:

$$P_t = 100.(dr - dg)/dr \% \quad \text{Eq. 11.9}$$

Onde:

Pt – porosidade total do leito de pelotas em % (instersticial + interna das pelotas),

dr – densidade real do material sólido constituinte das pelotas,

dg – densidade a granel das pelotas.

Para pelotas hematíticas, produzidas com a adição de antracito, é comum ter resultados típicos de densidades iguais a:  $dr = 5,0$  e  $dg = 2,0$ . Levando-se esses valores à equação Eq. 11.9, verifica-se que, nesse caso, a Porosidade Total do Leito dessas pelotas seria igual a 60%.

Pelotas, com grau de queima insuficiente, fragmentam-se nas operações de manuseio e transporte, gerando finos indesejados nos reatores de redução. Esses finos penetram nos interstícios do leito de pelotas,  *aumentando a densidade a granel do material e, por conseguinte, diminuindo a porosidade do leito.*

Considerado esse leito de pelotas da figura 11.6, seria importante conhecer a porosidade intersticial e a porosidade devido aos poros internos das pelotas, (referida ao volume total das pelotas no leito). Conceitualmente, pode-se escrever que:

$P_t = P_i + P_p$  % . Sendo:

$P_t$  – porosidade total do leito de pelotas %,

$P_i$  – porosidade intersticial %,

$P_p$  – porosidade devido aos poros internos das pelotas % .

Daí, resulta que:

$$P_p = P_t - P_i \quad \text{Eq. 11.10}$$

Por outro lado, é verdadeira a seguinte relação:

$V_t = V_i + v_p$  . Onde:

$V_t$  - volume total do leito de pelotas,

$V_i$  - volume total dos interstícios,

$v_p$  – volume total ocupado pelas pelotas no leito.

Desenvolvendo, vem:

$V_i = V_t - v_p$  . Dividindo-se tudo por  $V_t$ , resulta:

$$V_i/V_t = 1 - v_p/V_t \quad \text{Eq. 11.11}$$

De definições anteriores, pode-se escrever que:

$P_i = 100.V_i/V_t$ , ou  $V_i/V_t = P_i/100$ . Tem-se ainda que:

$v_p = m_s/d_a$  e  $V_t = m_s/d_g$ . Onde:

- $v_p$  – volume ocupado pelas pelotas no leito (inclui os poros internos),
- $m_s$  – massa das pelotas,
- $d_a$  – densidade aparente das pelotas,
- $d_g$  – densidade a granel das pelotas.

Substituindo-se as variáveis  $V_i/V_t$ ,  $v_p$  e  $V_t$  na equação Eq. 11.11, resulta:

$$P_i/100 = 1 - [(m_s/d_a)/(m_s/d_g)]$$

Simplificando-se a expressão, resulta a equação geral para a determinação da *porosidade intersticial* de um leito de pelotas:

$$P_i = 100.(d_a-d_g)/d_a \qquad \text{Eq. 11.12}$$

Assim, utilizando-se das equações Eq. 11.9, Eq. 11.10 e Eq. 11.12, pode-se calcular a porosidade total do leito de pelotas ( $P_t$ ), a porosidade devido aos interstícios ou vazios entre as pelotas ( $P_i$ ) e a porosidade conferida ao leito pelos poros internos das pelotas ( $P_p$ ).

Apenas para ilustrar, considere-se um caso típico de pelotas de minério de ferro, em que os seguintes valores sejam determinados para suas propriedades:

- $d_r = 5,0$  (densidade real),
- $d_a = 3,6$  (densidade aparente),
- $d_g = 2,0$  (densidade a granel).

Levando-se às três equações mencionadas, são obtidos os seguintes valores para as porosidades, relativas ao leito de pelotas correspondente:

- Porosidade total ( $P_t$ ) = 60%,
- Porosidade intersticial ( $P_i$ ) = 44%,
- Porosidade do leito devido aos poros das pelotas ( $P_p$ ) = 16%.

*É importante salientar que a porosidade calculada, devido aos poros das pelotas, é relativa ao volume total do leito.*

Caso se desejasse calcular a porosidade da pelota, individualmente, deveria ser usada a equação Eq. 11.6, definida anteriormente como:

$$P = 100.(dr-da)/dr \%$$

*Assim, substituindo-se nesta equação os valores de dr e da, encontra-se o valor de 28% para a porosidade da pelota, individualmente, (porosidade referida ao volume da pelota).*

#### 11.4 – Porosidade e resistência da pelota crua. <sup>(1, 15, 16, 17)</sup>

A porosidade é uma das propriedades mais importantes das pelotas de minério de ferro. Os poros são verdadeiros canais de movimentação de gases, envolvidos na queima e na redução das pelotas. Esses poros podem ser abertos ou fechados. Os abertos, mais importantes, constituem-se na grande maioria daqueles existentes.

A porosidade da pelota crua, a qual depende do adensamento e compactação das partículas minerais na fase de pelotamento, tem relação direta com a tensão de ruptura (resistência da pelota).

Estudos sobre esse tema mostraram a dependência da tensão de ruptura ( $\sigma$ ) das pelotas cruas com a porosidade <sup>(15, 16)</sup> ou, indiretamente, com o grau de saturação (S) dos poros da pelota crua com o líquido envolvido no pelotamento (normalmente água com diluição de sais minerais, gel, etc.). Assim, diferentes autores têm mostrado que a resistência das pelotas cruas cresce com a saturação dos poros (enchimento com o líquido), até o ponto máximo, próximo a 90% (S), conforme mostra, genericamente, a figura 11.7. Este ponto faz parte da região caracterizada como zona de capilaridade, em que os poros das pelotas cruas atuam como verdadeiros vasos capilares, desenvolvendo as forças de coesão entre as partículas minerais (S = 80 a 90%). Nesta figura, verifica-se que, acima de 90% de saturação, os capilares são quebrados e a resistência da pelota crua cai rapidamente a zero <sup>(17)</sup>. Muitos tratados foram escritos sobre esse tema <sup>(15, 16)</sup>, não sendo objeto do presente trabalho.

O grau de saturação dos poros da pelota crua (S) é definido como o percentual dos poros da pelota crua que é preenchido pelo líquido utilizado no pelotamento (água e com ou sem diluição de sais minerais, outras substâncias, gel, etc.). Assim, S é uma função indireta da porosidade da pelota crua. É importante destacar que, aqui, diz-se da porosidade aberta, aquela que pode ser preenchida pelo líquido do pelotamento. Os poros fechados das partículas minerais são desconsiderados ou tornados nulos, neste desenvolvimento.

Dentro deste conceito, pode-se escrever que:

$$S = (V_l / V_p).100, \text{ em } \% . \text{ Sendo que:} \quad \text{Eq. 11.13}$$

S – grau de saturação dos poros da pelota crua em %,

VI – volume de líquido nos poros da pelota crua,

Vp – Volume de poros da pelota crua.

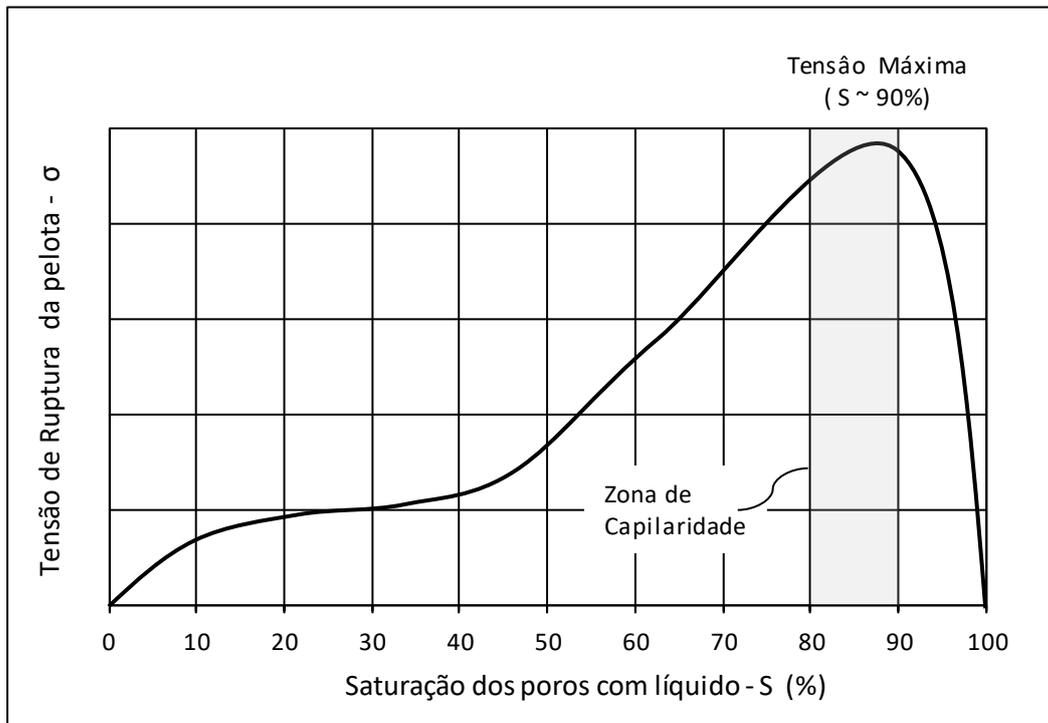


Figura 11.7 – Influência genérica do grau de saturação (S) dos poros com líquido na tensão de ruptura da pelota crua. <sup>( 15, 16, 17 )</sup>

O volume de líquido VI é função da umidade da pelota crua (U %), conhecida através de determinação em testes de laboratório. Considere-se que o líquido seja a água pura, com massa específica igual à unidade. Assim, é verdadeira a seguinte expressão:

$$VI = f(U).$$

$$U = (Ma/M) \cdot 100 \text{ em \%}, \text{ onde:}$$

$$\text{Eq.11.14}$$

Ma - massa de água, e

M - massa da pelota crua.

A massa ocupada pela água pode ser dada por:

$$Ma = Va \cdot \mu_a$$

Onde:

$V_a = V_l$  – volume ocupado pela água na pelota crua, e

$\mu_a$  - massa específica da água, igual a  $1 \text{ g/cm}^3$ .

Como  $\mu_a = 1$ ,  $M_a = V_a$ . Substituindo-se  $M_a$  na equação Eq.11.14, resulta:

$$U = (V_a/M) \cdot 100$$

Daí, tem-se que  $V_a = V_l$ , ou:

$$V_a = V_l = (U \cdot M / 100) \quad \text{Eq. 11.15}$$

Substituindo-se  $V_a = V_l$  na equação Eq.11.13 e simplificando, resulta:

$$S = U \cdot M / V_p \quad \text{Eq. 11.16}$$

Por outro lado, a porosidade da pelota é definida como sendo:

$$P = 100 \cdot V_p / V = 100 \cdot (d_r - d_a) / d_r \text{ em } \% . \quad \text{Onde:} \quad \text{Eq. 11.17}$$

$P$  – porosidade da pelota, em %,

$V_p$  – volume de poros da pelota crua,

$V$  – volume da pelota crua,

$d_r$  - densidade real da mistura de minerais da pelota crua,

$d_a$  – densidade da pelota crua (aparente).

Da equação Eq. 11.17 tem-se que:

$$V_p = V \cdot P / 100.$$

Substituindo-se o valor de  $V_p$  na equação Eq. 11.16, resulta:

$$S = (100 \cdot U \cdot M) / (V \cdot P) \%$$

Como  $d_a = M/V$ , resulta que:

$$S = 100 \cdot U \cdot d_a / P, \text{ em } \% . \quad \text{Eq. 11.18}$$

Da Eq. 11.17, tem-se a expressão de  $P = f(d_a)$ , ou:

$$P = 100 \cdot (d_r - d_a) / d_r$$

Explicitando-se  $d_a$ , pode-se escrever que:

$$d_a = d_r - P \cdot d_r / 100, \text{ ou } d_a = d_r \cdot (1 - P / 100). \text{ Ou ainda:}$$

$$d_a = d_r \cdot (100 - P) / 100 \quad \text{Eq. 11.19}$$

Levando-se o valor de  $d_a$ , da expressão Eq. 11.19, na equação Eq.11.18, resulta:

$$S = U \cdot d_r \cdot (100 - P) / P, \text{ em \%} . \quad \text{Eq. 11.20}$$

Onde:

S – grau de enchimento dos poros das pelotas cruas por água, em %;

U – teor de umidade da pelota crua, em %;

$d_r$  – densidade real da mistura de pelotização;

P – porosidade da pelota crua, formada pelos canais capilares abertos, em %.

No caso dos minérios hematíticos, com dosagem de fundente, combustível sólido e aglomerante, pode-se considerar a densidade real ( $d_r$ ) dessa mistura, que gera as pelotas cruas, como sendo algo no entorno de 5. Neste caso, a equação Eq. 11.20, tomaria a seguinte forma:

$$S = 5 \cdot U \cdot (100 - P) / P, \text{ em \%} . \quad \text{Eq. 11.21}$$

Tomando-se esta equação Eq. 11.21,  $S = f(U, P)$ , foi construído o gráfico da figura 11.8, seguinte, destacando-se o campo de saturação (S) na faixa de 80 a 90%, quando há a ocorrência do regime de capilaridade e a máxima resistência da pelota crua. Esta equação mostra um aspecto muito importante que é:

“Quanto maior for o adensamento das partículas minerais, durante o pelotamento, menor será a quantidade de poros abertos (P) e menor poderá ser a umidade das pelotas cruas (U), para se atingir o mesmo grau de saturação (S), ou a mesma resistência.”

E menor umidade significa menor consumo de energia térmica, na etapa seguinte de queima das pelotas.

Há de se mencionar que a porosidade da pelota crua, em que os capilares estão preenchidos com o líquido de pelotamento (água), e as partículas estão unidas por diversas forças de coesão, é menor que a porosidade das pelotas secas (a evaporação da umidade das pelotas cruas cria novos canais e poros).

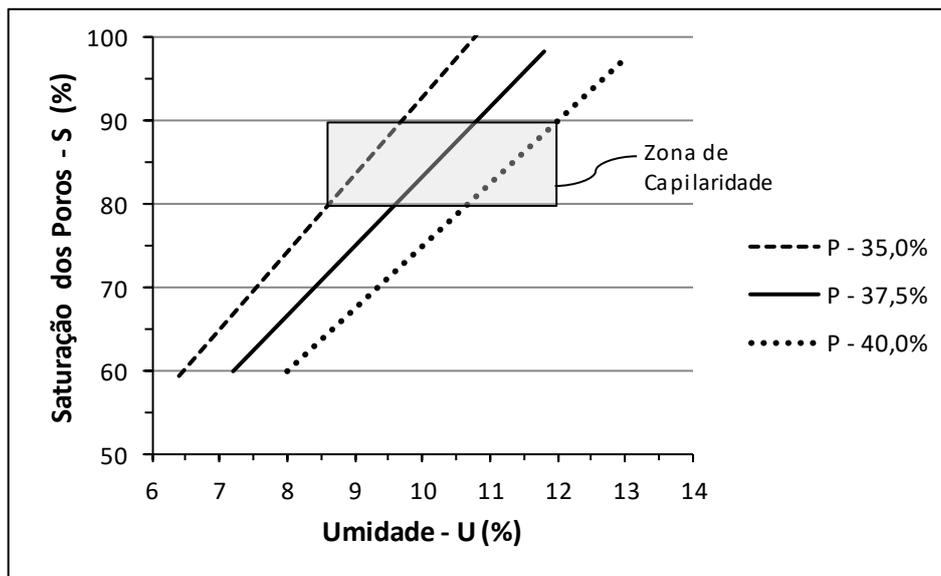


Figura 11.8 – Grau de saturação dos poros da pelota crua, em função do teor de umidade e da porosidade.



### GASES ENVOLVIDOS NA SECAGEM E QUEIMA DAS PELOTAS <sup>(1)</sup>

Conforme visto anteriormente, as pelotas de minério de ferro são compostas de uma mistura do próprio minério com fundentes, aglomerantes e, no caso dos hematíticos, com certo percentual de combustível sólido. Todos os materiais são moídos a um grau de finura conveniente, normalmente com partículas abaixo de 0,074 mm, e umedecidos com água para a formação das pelotas cruas, de forma que o teor de umidade final situa-se na faixa de 8 a 10%.

As pelotas cruas são formadas como um aglomerado úmido dessas partículas de diferentes naturezas, havendo um sistema complexo de tubos capilares, tubos estes preenchidos com água e que se comunicam com o meio externo. Durante a secagem e a queima dessas pelotas, há uma série de reações que gera um grande volume de gases no interior das mesmas, o qual migra, através dos poros, para o ambiente externo. Por sua vez, oxigênio do ar quente de secagem e queima penetra no interior das pelotas hematíticas (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) para a queima do combustível sólido. No caso das pelotas magnetíticas, penetra para oxidar as partículas de Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>.

Por esses fatos, devem ser utilizados aglomerantes na pelotização que confirmem às pelotas cruas resistência suficiente para suportar as pressões e tensões internas, causadas por esses gases entrantes e pelos que se evadem das pelotas, nas fases de secagem e queima. Uma análise simples dos fenômenos que ocorrem na secagem e queima das pelotas pode evidenciar que o volume desses gases é muito grande, comparativamente ao volume inicial das pelotas.

Apenas como referência, tome-se uma pelota crua hematítica com certo teor de umidade e adições de calcário calcítico e carvão antracito. Durante a secagem e queima das pelotas, genericamente, as seguintes reações envolvendo gases podem ocorrer:

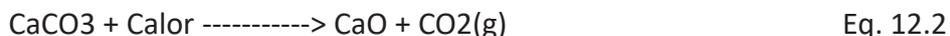
#### 12.1 – Evaporação da umidade.

A umidade das pelotas cruas é evaporada no aquecimento e os gases se evadem das pelotas, através dos vasos capilares, ou poros abertos. A equação química que rege esse fenômeno é dada por:



### 12.2 – Calcinação do Calcário.

O calcário calcítico é calcinado durante a queima, liberando uma parcela considerável de CO<sub>2</sub> no estado gasoso, que também evade das pelotas através dos poros. A equação que rege o fenômeno é a seguinte:



### 12.3 – Queima do carvão.

De forma simplificada, considere-se apenas o carbono fixo (Cfix) do carvão. Nessa situação, esse carbono é oxidado pelo oxigênio do ar (21% O<sub>2</sub> e 79% N<sub>2</sub>) que penetra na pelota, gerando também quantidade apreciável de CO<sub>2</sub> que migra para o exterior, junto com quantidade equivalente de N<sub>2</sub> do ar. A reação química que rege essa reação é a seguinte:



Desta simples análise, resulta o seguinte cenário:

- Gases que penetram no interior das pelotas: O<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> (inerte), na proporção existente no ar ambiente, que penetram nos poros das pelotas para a oxidação (queima) do carvão;
- Gases que migram do interior das pelotas, através dos poros, para o exterior: H<sub>2</sub>O da evaporação da umidade, CO<sub>2</sub> do calcário calcinado, CO<sub>2</sub> da queima do carvão e N<sub>2</sub>, gás inerte, do ar que penetrou no interior das pelotas.

Na figura 12.1, tem-se uma visualização genérica desses fenômenos que ocorrem, durante o tratamento térmico das pelotas hematíticas.

Há estudiosos do assunto que determinaram outros modelos para as reações químicas que ocorrem durante a queima das pelotas hematíticas. Sugerem que o carbono do carvão é parcialmente oxidado a CO pelo CO<sub>2</sub> da decomposição do calcário. Por sua vez, esse CO gerado reduz parcialmente uma fração da Hematita a Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> e FeO. Daí, estas fases são reoxidadas integralmente pelo oxigênio do ar, regenerando a hematita (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> secundária). De qualquer forma, em qualquer modelo que se considere, há a geração equivalente de gás CO<sub>2</sub> no interior das pelotas, que se evade para o exterior, através dos poros capilares.

Também, há a migração de oxigênio do ar (O<sub>2</sub>) do exterior ao interior das pelotas, para a oxidação das fases, reduzidas parcialmente (Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> e FeO).

Genericamente, a seguinte sequência de reações é sugerida por esses estudiosos:

- $\text{CaCO}_3 + \text{Calor} \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$  (este CO<sub>2</sub> reage com o carvão);
- $\text{C}_{\text{fix}} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$  (gás redutor de parcela da hematita);
- $\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO} \rightarrow (\text{Fe}_3\text{O}_4, \text{FeO}) + \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO}_2$  (redução da hematita e liberação de CO<sub>2</sub>);
- $(\text{Fe}_3\text{O}_4, \text{FeO}) + \text{Ar} (\text{O}_2, \text{N}_2) \rightarrow \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{N}_2$  (restauração da hematita e evasão de N<sub>2</sub>).

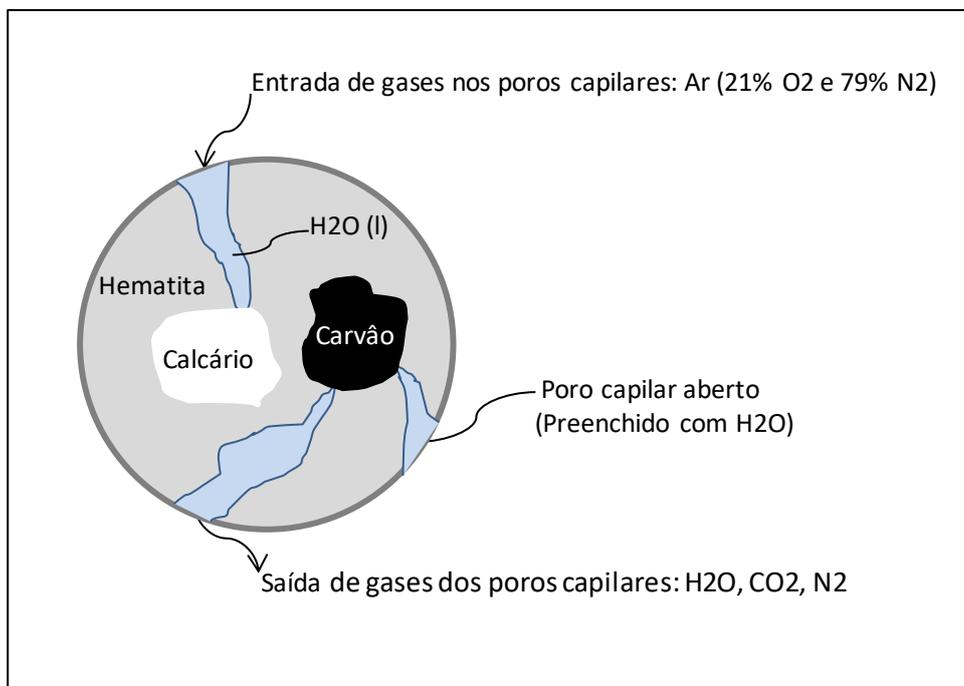


Figura 12.1 – Evolução de gases durante a secagem e queima de pelotas hematíticas.

Para se ter uma dimensão desses volumes de gases, em relação ao volume inicial da pelota crua, considere-se uma pelota com diâmetro de 12 mm, típico do material produzido em escala industrial. Assim, o volume dessa pelota crua (V) seria dado por:

$$V = (4 \cdot \pi \cdot 6^3) / 3, \text{ ou}$$

$$V = 905 \text{ mm}^3, \text{ ou}$$

$$V = 0,91 \text{ cm}^3 \text{ (volume da pelota crua com diâmetro de 12 mm).}$$

Eq. 12.4

Por outro lado, considere-se que esta pelota crua tenha sido produzida, atendendo às seguintes especificações:

- Teor de umidade: 9%;
- Especificação da pelota queimada: SiO<sub>2</sub> = 2,50% e CaO = 2,75%;
- Dosador de CaO: calcário calcítico;
- Dosagem de antracito: equivalente a 1,1% de Cfix;
- Dosagem de aglomerante bentonita: 0,5%.

Levando-se esses dados ao balanço de massas (planilha Excel), detalhado anteriormente no capítulo 6, pode-se calcular a *composição percentual da mistura* de pelotização. Desta forma, resultam os seguintes dados:

- Teor de umidade: 9.0%;
- Dosagem de calcário calcítico: 4,6%;
- Adição carvão Antracito: 1,3% ou equivalente a 1,04% de Cfix na pelota crua;
- Dosagem de aglomerante: 0,5%;
- Participação de minério de ferro: 84,6%;
- Total: 100%.

Considerando-se, apenas como exemplo, que a densidade aparente de uma pelota crua dessa natureza seja da ordem de  $d_a = 3,8 \text{ g/cm}^3$ , (poros preenchidos com água), e que o volume da pelota em estudo  $V = 0,91 \text{ cm}^3$ , pode-se determinar que a sua massa (M) é equivalente a:

$$M = d_a \cdot V = 3,8 \cdot 0,91, \text{ ou}$$

$$M = 3,46 \text{ g (massa da pelota crua de 12 mm de diâmetro).} \quad \text{Eq. 12.5}$$

Tomando-se a composição percentual em peso da pelota crua de 12 mm e a massa dessa pelota, é possível calcular os *pesos de água, calcário e carbono fixo*, elementos componentes e geradores dos gases no interior da pelota. Assim, resulta que:

$$\text{▪ Peso de água: } M_a = 3,46 \cdot 0,09 = 0,31\text{g;} \quad \text{Eq. 12.6}$$

$$\text{▪ Peso de calcário: } M_c = 3,46 \cdot 0,046 = 0,16\text{g;} \quad \text{Eq. 12.7}$$

$$\text{▪ Peso de carbono fixo: } M_{\text{fix}} = 3,46 \cdot 0,0104 = 0,04\text{g.} \quad \text{Eq. 12.8}$$

Considerando-se o que foi exposto até este momento e os princípios físico-químicos que regem os fenômenos envolvidos na geração de gases da pelota crua de 12 mm de diâmetro, foi construída a tabela 12.1, onde podem ser vistos os volumes de gases envolvidos, durante a secagem e a queima da pelota.

Pela observação dos resultados, constata-se que, para essa pelota de apenas 0,91 cm<sup>3</sup> de volume, há a seguinte movimentação de gases, entrando e saindo pelo seu sistema de poros:

- Volume de gases que penetram na pelota (ar):  $357 \text{ cm}^3$ ,
- Volume de gases que saem da pelota:  $779 \text{ cm}^3$ ,
- Volume total de gases que entram e saem da pelota:  $1.136 \text{ cm}^3$ .

Dessa forma, verifica-se como é importante produzir pelotas cruas suficientemente resistentes, de forma a resistir aos esforços e tensões gerados internamente por esses gases, em volumes realmente impressionantes! A grosso modo, poderia ser dito que, para cada pelota de apenas  $1 \text{ cm}^3$ , fluem mais de  $1.000 \text{ cm}^3$  ou mais de 1 litro de gases, por seu sistema de poros.

O caso das pelotas *magnéticas* é similar, porém mais simples, pois não há dosagem de combustível sólido às pelotas cruas. Assim, há de se considerar a evaporação da umidade das pelotas cruas, a oxidação da magnetita pelo ar quente do forno, e a decomposição dos fundentes e de outros eventuais minerais hidratados.

No desenvolvimento dos projetos conceituais de fornos de pelotização, esse assunto deve ser bem estudado em planta piloto, principalmente quando o minério de ferro é hidratado, do tipo limonítico e ou goetítico, em que a água de cristalização também se desprende da pelota pelo seu sistema de poros. Nos testes piloto, devem ser determinados os tempos e temperaturas das fases de secagem e pré-queima que preservem e garantam a integridade das pelotas, durante o processamento de queima. Neste particular, a velocidade de aumento da temperatura na pré-queima é um fator de capital importância na definição dos parâmetros de processo desta etapa.

Num contexto mais complexo, quando se consideram as *pelotas auto-redutoras*, onde as dosagens de carvão, aglomerantes e fundentes são muito maiores, esse problema do fluxo de gases no interior das pelotas fica mais agravado, requerendo maiores cuidados *para que elas não se desintegram*, durante o tratamento térmico.

De forma similar, pode-se estimar a complexidade da evolução desses gases no bolo de sinterização, haja vista a grande quantidade de fundentes e aglomerantes dosados à mistura tratada neste processo siderúrgico.

Tabela 12.1 – Volumes de gases envolvidos na queima de uma pelota crua com diâmetro de 12 mm e volume de 0,91 cm<sup>3</sup>.

PROCESSO	GERAÇÃO DE GASES / REAÇÕES	Volume de Entrada		Volume de Saída		VOLUME TOTAL
		cm <sup>3</sup>	Gás	cm <sup>3</sup>	Gás	
1 - Evaporação da água	$H_2O(l) + \text{calor} \rightarrow H_2O(v)$ 18 g -----> 22400 cm <sup>3</sup> 0,31 g -----> $X = 0,31 \cdot 22400/18 = 386 \text{ cm}^3$			386	H <sub>2</sub> O (v)	386
2 - Calcinação do calcário	$CaCO_3 + \text{calor} \rightarrow CaO + CO_2$ 100 g -----> 22400 cm <sup>3</sup> 0,16 g -----> $Y = 0,16 \cdot 22400/100 = 36 \text{ cm}^3$			36	CO <sub>2</sub>	36
3 - Queima do Antracito	$C + O_2(\text{ar entrada}) \rightarrow CO_2(\text{saída})$ 12 g -----> 22400 cm <sup>3</sup> -----> 22400 cm <sup>3</sup> 0,04 g -----> W -----> $Z = W = 0,04 \cdot 22400/12 = 75 \text{ cm}^3$ Como o ar de entrada na pelota crua tem N <sub>2</sub> , gás inerte, e sua composição é igual a 21% de O <sub>2</sub> + 79% de N <sub>2</sub> , pode-se calcular o volume de N <sub>2</sub> que entra e sai da pelota: Volume N <sub>2</sub> = (volume O <sub>2</sub> /0,21). 0,79 = (75/ 0,21) . 0,79 = 282 cm <sup>3</sup>	75	O <sub>2</sub>	75	CO <sub>2</sub>	150
		282	N <sub>2</sub>	282	N <sub>2</sub>	564
VOLUME TOTAL de gases envolvidos na queima da pelota crua - H <sub>2</sub> O(v) + CO <sub>2</sub> + O <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> - em cm <sup>3</sup>		357		779		<b>1136</b>

OBS: Volumes de gases calculados nas CNTP, ou seja, à pressão de 1 atm e temperatura de 273 oK.

### FATORES DE PRODUTIVIDADE NA PELOTIZAÇÃO <sup>(1)</sup>

Os processos de pelotização convencionais, traveling grate e grate-kiln, têm uma grelha retilínea móvel, conforme caracterizado e mostrado no capítulo 2. Para a avaliação da produtividade dos fornos é utilizada a área dessas grelhas em m<sup>2</sup> como importante parâmetro nos cálculos. Embora não sejam comparáveis os valores de produtividade entre os dois tipos de processo, estes números servem para avaliar a performance de fornos de uma mesma tecnologia.

Em geral, a produtividade de um forno de pelotização é definida por:

$$Pr = P/(A.t) . \text{ Sendo:} \quad \text{Eq. 13.1}$$

Pr – produtividade do forno, em t/m<sup>2</sup>.dia;

P – produção líquida do forno, livre de finos, em t;

A – área útil ou de reação da grelha do forno, em m<sup>2</sup>;

t – tempo para a produção de P toneladas, expresso em dia ou 24h.

A produtividade pode ser impactada por vários fatores do processo produtivo, tais como:

- Paralisação do forno por defeitos eletromecânicos e outros motivos quaisquer;
- Tipo de pelota em produção (redução direta, alto-forno) e volume de aditivos;
- Tipo de minério de ferro (hematítico, magnetítico, limonítico, etc.);
- Uso de combustível sólido na mistura de pelotização;
- Etc.

#### ▪ Paralisações do forno

As paralisações da grelha, e conseqüentemente do forno de pelotização, têm um grande impacto na produtividade da planta. Principalmente, as paradas não programadas, causadas por acidentes, defeitos em equipamentos e outros motivos quaisquer. Essas paradas acidentais da grelha do forno impactam

negativamente a produtividade, haja vista que o ritmo de produção contínuo e estável é quebrado, caindo a zero instantaneamente, conforme mostra a figura 13.1. Para a retomada do nível de produção anterior, são necessárias várias ações operacionais, cujas respostas não são imediatas. Assim, a produção horária vai crescendo paulatinamente, durante o período de restabelecimento do padrão operacional. Com isso, normalmente, há uma perda de produção significativa, a qual é expressa pela área hachurada do gráfico da figura 13.1.

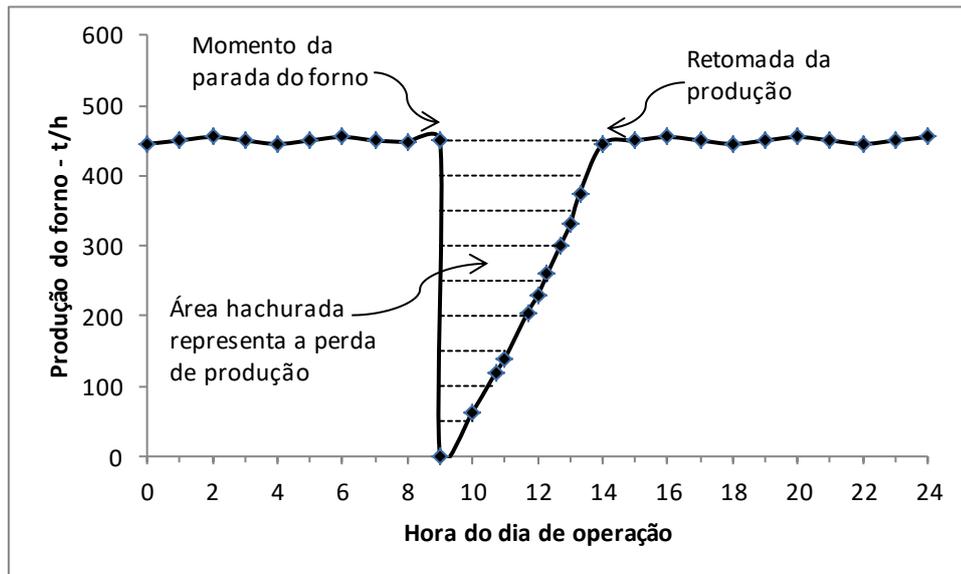


Figura 13.1 – Impacto de parada da grelha na perda de produção e produtividade do forno de pelotização.

Normalmente, os detentores das tecnologias dos fornos de pelotização utilizam na elaboração dos projetos o tempo de operação de 330 dias/ano calendário, resguardando-se o restante de 35 dias para paralisações da planta, visando à manutenção corretiva e programada, bem como ajustes de outras naturezas. Com a evolução das tecnologias de pelotização, das técnicas de automação e controle e do conhecimento das operações unitárias, há detentores de fornos tipo traveling grate garantindo o tempo de operação anual de 345 dias/ano calendário, o que representa um grande avanço em termos de produção anual. Assim, a variável tempo (t) a ser considerada no cálculo da produtividade (Pr) assume um papel crítico na avaliação, podendo causar muita discussão e controvérsia, caso não seja bem conceituada e definida. Como se sabe, uma planta de pelotização é composta de uma série de operações unitárias, além do forno de pelotização. Sendo assim, surgem as seguintes questões:

a) - Havendo uma paralisação da grelha, causada por problemas em outras operações unitárias que não o forno, como tratar esse tempo de parada?

b) - A produtividade deve refletir a performance de toda a planta ou apenas do forno de pelletização?

c) - A produtividade deve considerar o tempo calendário, o tempo programado para operação ou o tempo efetivo de operação da planta?

d) - A produtividade deve considerar apenas a produção e o tempo efetivo de operação do forno, desconsiderando-se os tempos de sua paralisação?

Há algumas correntes de pensamento que consideram que o tempo a ser considerado no cálculo da produtividade seja o calendário (tc). Nesta condição, toda a ineficiência e paradas da unidade de pelletização estariam refletidas pelo índice de produtividade.

Outras sugerem que o tempo seja aquele programado para a operação (tn) o que estaria de acordo com a capacidade nominal ou mesmo programada para a operação da planta.

Por fim, e atualmente é o que mais se leva em conta, o tempo é considerado como o efetivo de operação do forno (te). Com isso, mede-se a produtividade efetiva do forno de pelletização, desconsiderando-se os tempos de parada por quaisquer motivos.

Para se ter uma ideia de como o valor da produtividade é influenciado pela definição da variável tempo, construiu-se a tabela 13.1 com dados de uma planta industrial tipo traveling grate e diferentes definições de tempo para o cálculo da produtividade (tempo efetivo de operação da grelha e tempo calendário). Pelos dados, verifica-se que a produtividade calendário, de menor valor que a efetiva, expressa indiretamente as ineficiências da planta de pelletização.

Tabela 13.1 – Influência da variável tempo na produtividade do forno.

Dados de operação do forno tipo Traveling Grate	Produtividade - t/m <sup>2</sup> .dia	
	Efetiva	Calendário
Largura da grelha - 4,0 m Comprimento da grelha - 192 m Área reativa da grelha - 768 m <sup>2</sup> Produção efetiva em um ano calendário - 7,3 Mt Tempo efetivo de parada no ano - 920 h ou 38,33 dias Tempo calendário - 365 dias	Pr = 7300000/[768.(365-38)] ou Pr = 29,10	Pr = 7300000/(768.365) ou Pr = 26,04

A melhor forma de se comparar o desempenho de diferentes fornos de pelotização é através do cálculo da Produtividade Calendário, pois a mesma independe de definições e considerações secundárias da variável tempo!

▪ Tipo de pelota e volume de aditivos

Como já discutido anteriormente, há dois tipos de pelotas de minério de ferro, quanto à aplicação na siderurgia: pelotas para redução direta e pelotas para alto-forno. Quando discutido este assunto no capítulo 5, construiu-se o gráfico da figura 5.1, mostrando as particularidades químicas de cada um desses tipos. Para facilidade de entendimento da ligação com a produtividade em fornos de pelotização, essa figura foi replicada abaixo, com a designação de figura 13.2.

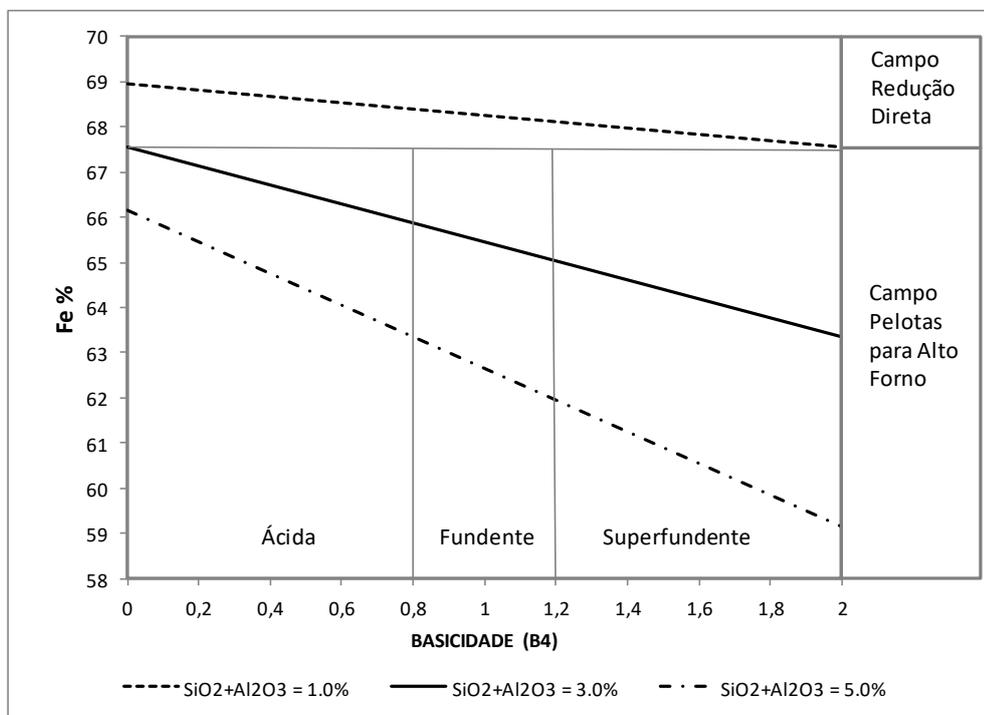


Figura 13.2 – Relação entre as características químicas das pelotas de minério de ferro, para aplicação em reatores de redução direta e em altos-fornos.

Nesta figura 13.2, verifica-se que há subtipos de pelotas, caracterizados em função da basicidade, tais como as pelotas ácidas, fundentes e superfundentes. Em termos de ferro contido, as pelotas para redução direta o têm em teores maiores que 67,5% e as de alto-forno menores que este valor. É evidente que quanto menor é o teor de ferro da pelota, maior é o volume de escória, em grande parte, causado por uma maior dosagem de fundentes. Genericamente, pode-se dizer que quanto maiores são a basicidade das pelotas e o volume de escória, maiores são as dosagens de fundentes e, por conseguinte, menores

são os teores de ferro. Como dentro dos fornos de pelotização há de se decompor os fundentes, com conseqüente perda de massa, quanto maior for a sua dosagem, menor será a produtividade do forno ( $t/m^2 \cdot dia$ ). Dessa forma, quanto mais se caminha para a direita no gráfico da figura 13.2, menores são as produtividades obtidas nos fornos de pelotização.

Utilizando-se o balanço de massas, estudado no capítulo 6, poderia ser feita uma simulação de forma a quantificar e avaliar a influência da basicidade binária, no rendimento em massa das pelotas, para diferentes conteúdos de sílica, % SiO<sub>2</sub>.

Esse rendimento, conforme foi definido, é uma *medida indireta da produtividade* alcançada no forno de pelotização. Para uma melhor avaliação do assunto, seria importante lembrar a definição de rendimento em massa ( $Rm'$ ), em base úmida, vista no capítulo 6, referente ao balanço de massas.

$$Rm' = 100.(P/P'), \text{ em que:}$$

$Rm'$  - rendimento em massa de pelotas no forno de pelotização (%),

P – produção líquida de pelotas queimadas (t/h ou t),

P' – alimentação de pelotas cruas no forno de pelotização (t/h ou t).

Sendo assim, considerem-se as seguintes premissas para a simulação:

- \_ Teores de sílica das pelotas: 1; 3 e 5%;
- \_ Níveis de basicidade binária: 0,5; 1,0 e 1,5;
- \_ Fundente básico: calcário calcítico;
- \_ Umidade da pelota crua: 9%;
- \_ Dosagem de antracito: 1,1% Cfix;
- \_ Dosagem de bentonita: 0,5%;
- \_ Geração de finos no forno: 2%;
- \_ Teor de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> do minério de ferro e calcário: 0,3%.

Levando-se esses dados ao balanço de massas, são obtidos os resultados mostrados na tabela 13.2 e expressos graficamente na figura 13.3.

Analisando-se esses dados, pode-se, indiretamente, verificar o impacto do tipo de pelotas e do volume de escória (especificações químicas), na produtividade do forno de pelotização ( $t/m^2 \cdot dia$ ).

Como exemplo, verifica-se que a pelota de maior rendimento em massa (1% SiO<sub>2</sub> e basicidade igual a 0,5) tem um valor de rendimento de cerca de 5%

maior que aquele da pelota mais pobre em ferro, ou com maior volume de escória (5% SiO<sub>2</sub> e basicidade de 1,5). Esta diferença de rendimento, ou de produtividade, é muito relevante, impactando significativamente os resultados financeiros de uma planta de pelotização.

Tabela 13.2 – Rendimento em massa na pelotização em função do teor de sílica e da basicidade da pelota queimada

Teor de SiO <sub>2</sub> da pelota %	RENDIMENTO EM MASSA %		
	Basicidade da pelota: CaO/SiO <sub>2</sub>		
	0,5	1,0	1,5
1,0	87,5	87,2	86,8
3,0	86,8	85,7	84,6
5,0	86,0	84,3	82,6

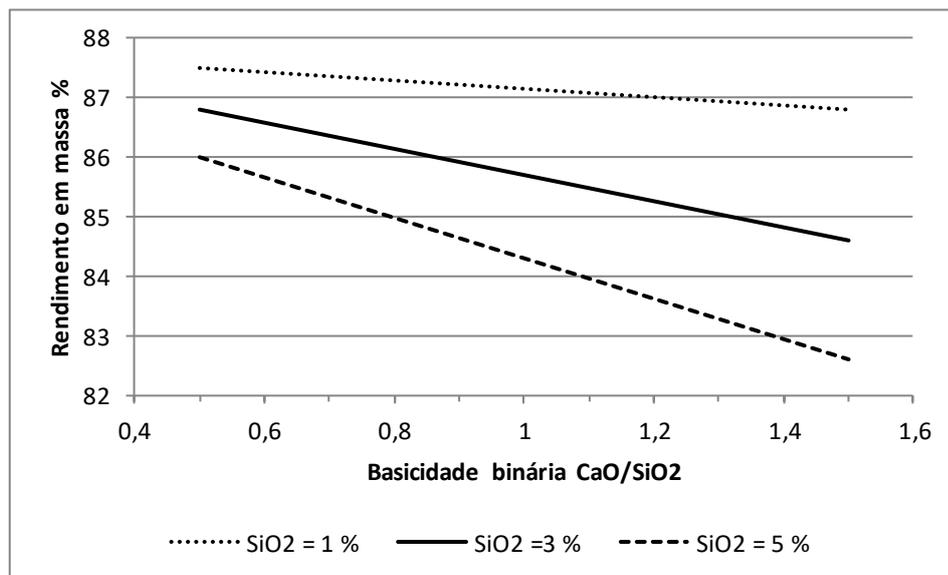


Figura 13.3 – Rendimento em massa em função do teor de sílica e da basicidade binária das pelotas hematíticas.

- Tipo de minério de ferro

O tipo de minério de ferro também tem grande influência na produtividade de uma planta de pelotização.

Os minérios magnetíticos ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ) são aqueles de maior produtividade. Durante a queima, a magnetita é oxidada a hematita, podendo ter um acréscimo de massa de até 3,5%, o que impacta diretamente a produtividade do forno. Essa oxidação é acompanhada de grande liberação de calor no interior das pelotas, o que acelera o aquecimento e as reações entre os constituintes da pelota. Isso torna o ciclo de queima mais curto, aumentando a produtividade do forno ( $\text{t}/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ ).

Por outro lado, os minérios hidratados, dos tipos goethíticos e limoníticos, ( $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ), apresentam grande quantidade de água no estado cristalino. Durante a queima das pelotas, esta estrutura cristalina é quebrada para a liberação da água em forma de vapor, à custa de grande quantidade de calor. Esse processo atrasa as reações de escorificação e consolidação das pelotas, tornando o ciclo de queima muito mais longo e, por conseguinte, a produtividade muito mais baixa.

Por sua vez, os minérios hematíticos, com baixos índices de hidratação, apresentam produtividade intermediária às dos magnetíticos e hidratados.

A produtividade dos fornos tipo traveling grate varia bastante em função desses e de outros fatores operacionais. Plantas industriais, operando com estes tipos de minério de ferro, com ou sem adição de combustível sólido à pelota crua, em diferentes locais, etc., apresentam índices de produtividade nas seguintes faixas:

- \_ Magnetíticos: 27 a 40  $\text{t}/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ ,
- \_ Hematíticos: 20 a 30  $\text{t}/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ ,
- \_ Hidratados: 12 a 20  $\text{t}/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ .

▪ Uso de combustível sólido na mistura de pelletização

O 2º choque do petróleo, em 1979, desencadeou uma elevação acelerada dos preços dos combustíveis e forçou os produtores de pelotas hematíticas a racionalizar e reduzir drasticamente o consumo de energia térmica, numa luta pela sobrevivência.

Muitos estudos e pesquisas foram desenvolvidos para otimizar o uso de energia, contornar os problemas de escassez de combustíveis e reduzir os custos operacionais das plantas de pelletização. Nesse cenário de dificuldades, reacenderam-se os estudos do passado de adição de combustível sólido ao

*minério hematítico*, em quantidades controladas, de forma a preservar a qualidade das pelotas queimadas. Muitos combustíveis foram considerados, tais como: vários tipos de carvão mineral, em especial o antracito; coke breeze; carvão vegetal; turfa; coque de petróleo; madeira pulverizada; etc. A ideia era criar uma *magnetita artificial*, quando durante a queima no forno, através da adição de combustível sólido ao minério, em montante equivalente a 1,3% de carbono fixo (Cfix). Após muitos estudos, cada planta definiu a dosagem ótima para as suas condições operacionais. Verificou-se que essa dosagem situou-se na faixa de 1,0 a 1,2%. O limite superior de 1,3% Cfix em operação contínua e estável, ainda é um desafio a ser vencido.

O combustível sólido mostrou-se ser um agente muito importante na racionalização do consumo de energia térmica, atuando como um real substituto dos derivados do petróleo, comumente usados nas plantas de pelotização (óleo combustível e gás natural). Embora a substituição fosse parcial, por questões técnicas, representou um montante da ordem de 25 a 30% do consumo total de calor nos fornos de pelotização. Com a evolução da técnica e o desenvolvimento de combustíveis sólidos mais adequados (antracito, por exemplo), a substituição foi crescendo e atingindo patamares por volta de 45%.

O combustível sólido propiciou a aceleração das reações no interior das pelotas no forno, reduzindo o ciclo de queima na grelha (tempo total de processamento) e, conseqüentemente, aumentando o ritmo de produção e a produtividade do forno. Com a evolução e otimização do uso desse material, os detentores das tecnologias passaram a considerar os dados de desempenho das plantas, nos cálculos dos novos projetos de fornos de pelotização. O resultado foi uma geração de fornos mais eficientes, com menores consumos específicos e maiores produtividades. Para se ter uma ideia dessa evolução, colocou-se na tabela 13.3 os dados de três fornos projetados por um detentor de tecnologia *traveling grate*, em diferentes datas e com dosagem crescente de antracito às pelotas cruas, na faixa de 0,0 a 1,1% Cfix. Pode-se constatar, ao longo do tempo, um grande crescimento da produtividade do forno, e, com certeza, o antracito teve uma grande parcela de contribuição nesse aumento.

Estudos de adição de combustível sólido foram conduzidos também para os minérios magnetíticos, porém sem sucesso. Esses minérios desenvolvem, naturalmente, grande quantidade de energia térmica no interior das pelotas, via reação de oxidação, não havendo possibilidade de se introduzir mais energia, através do combustível sólido. Conforme foi visto anteriormente no capítulo 7, considerações sobre o uso de energia térmica na pelotização, essa

quantidade de energia gerada pela magnetita é de grande magnitude, não havendo necessidade de aporte complementar de calor, via combustível sólido, para a queima das pelotas cruas.

Tabela 13.3 – Evolução da produtividade nominal em projetos de fornos de pelotização tipo traveling grate, com uso crescente de carvão.

CARACTERÍSTICA DA PLANTA	PLANTA 1	PLANTA 2	PLANTA 3
Ano do projeto	1973	1995	2007
Dosagem antracito - % Cfix	0,0	0,9	1,1
Capacidade nominal - t/a	3.000.000	4.000.000	7.000.000
Área reativa da grelha - m <sup>2</sup>	451	552	768
No.dias de operação - dia	330	330	345
Produtividade nominal - t/m <sup>2</sup> .dia	<b>20</b> (Referência)	<b>22</b> (+10%)	<b>26</b> (+30%)



### ASPECTOS OPERACIONAIS DA GRELHA DE UM FORNO DE PELOTIZAÇÃO <sup>(1)</sup>

A grelha móvel de um forno convencional de pelotização tem uma seção transversal na forma de um trapézio, com pequena diferença entre os tamanhos das duas bases, maior e menor, indicadas na figura 14.1 por B e b, respectivamente. Quando se observa uma unidade industrial, constata-se que essa seção é quase que um retângulo.

No caso do processo grate-kiln, essa grelha é bem simples, pois ela se presta apenas para a condução das pelotas cruas nas etapas de secagem e pré-queima, onde as temperaturas dos gases são mais baixas. Assim, é construída com aços menos sofisticados, tem um pequeno comprimento e é similar a uma esteira contínua de trator.

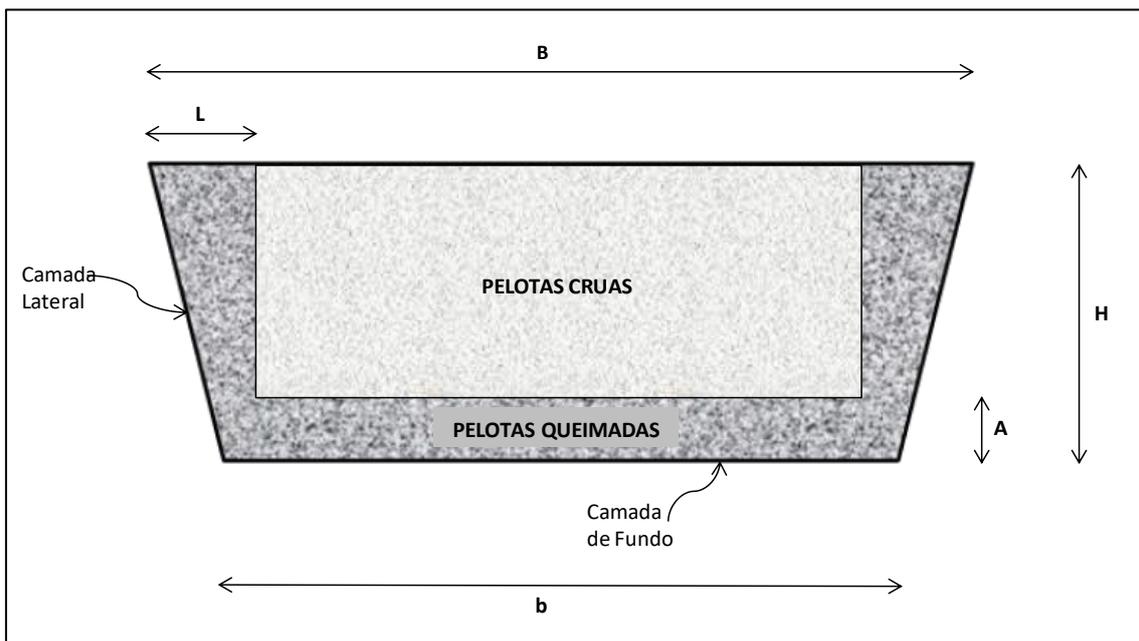


Figura 14.1 – Seção transversal de um carro de grelha do processo traveling grate.

Por outro lado, no caso do forno traveling grate, a esteira submete-se ao tratamento completo de queima das pelotas, expondo-se a altas temperaturas e a ciclos repetitivos. São bem maiores em comprimento, mais robustas nas dimensões, os aços de construção são especiais, e é constituída por uma série de carrinhos justapostos,

que se movem, pressionados por um contrapeso. Essa esteira é bem similar àquela existente em máquinas de sinterização de minério de ferro. Devido às altas temperaturas, principalmente na zona de queima, a esteira traveling grate necessita de proteção lateral e de fundo, o que é feito com pelotas queimadas, recirculadas no processo (figura 14.1).

Esse material de recirculação constitui-se numa desvantagem do processo traveling grate, pois consome energia na movimentação do material de retorno e também uma parcela de calor do forno. Também, interfere negativamente na produtividade da grelha, por ocupar espaço que poderia ser destinado às pelotas cruas. Em compensação, além de proteger os carros de grelha das altas temperaturas, melhora a permeabilidade do leito de pelotas à passagem dos gases quentes.

Pelas razões já citadas, a grelha grate-kiln não necessita desta proteção de camadas lateral e de fundo, inexistindo a recirculação de pelotas queimadas nesse processo.

Para o desenvolvimento de modelos matemáticos, interligando as variáveis operacionais de uma grelha de forno de pelotização, considere-se a figura 14.1, onde:

B – base maior do trapézio da seção transversal (m);

b – base menor do trapézio da seção transversal (m);

L – largura da camada lateral de proteção da grelha (cm);

A – Altura da camada de fundo de proteção da grelha (cm);

H – Altura total da camada de pelotas na grelha (cm).

Assim, pode-se escrever que as áreas ocupadas pelas pelotas cruas ( $S_c$ ) e pelotas queimadas ( $S_q$ ) de proteção da grelha (camadas de fundo e lateral) são dadas pelas relações que seguem.

a) Área das pelotas cruas ( $S_c$ ).

$S_c = (B-2L/100).(H-A)/100$ , em  $m^2$ . Simplificando, resulta:

$S_c = [(100B-2L)/100].(H-A)/100$ , ou

$S_c = (100B-2L).(H-A)/10000$ , em  $m^2$ .

Eq. 14.1

b) Área das pelotas de proteção da grelha (Sp).

A área total ocupada pelas camadas de fundo e lateral da grelha (Sp), constituídas de pelotas queimadas e recirculadas no processo traveling grate, é igual à diferença entre a área total da seção trapezoidal (St) do carro de grelha e a área ocupada pelas pelotas cruas (Sc), como segue.

$$Sp = St - Sc = \left\{ \frac{(B+b) \cdot H}{2} \right\} - (100B-2L) \cdot (H-A) / 10000, \text{ ou}$$

$$Sp = (B+b) \cdot H / 200 - (100B-2L) \cdot (H-A) / 10000, \text{ em m}^2. \quad \text{Eq. 14.2}$$

Considerando-se que a grelha se move à velocidade  $\underline{V}$ , em m/min, pode-se escrever que as vazões em volume de pelotas das camadas de proteção da grelha (Qp) e de pelotas cruas na alimentação da grelha (Qc) são dadas pelas expressões seguintes.

c) Vazão de pelotas cruas na alimentação da grelha (Qc).

Essa vazão é dada por:  $Qc = Sc \cdot V$

Substituindo se Sc pelo valor da equação Eq. 14.1 e ajustando-se a dimensão de V para m/h, resulta:

$$Qc = V \cdot 60 \cdot (100B-2L) \cdot (H-A) / 10.000, \text{ ou}$$

$$Qc = V \cdot (100B-2L) \cdot (H-A) / 167, \text{ em m}^3/\text{h}. \quad \text{Eq. 14.3}$$

d) Vazão de pelotas queimadas de proteção na alimentação da grelha (Qp).

$Qp = Sp \cdot V$  (vazão referente à recirculação de pelotas para proteção da grelha).

Substituindo se Sp pelo valor da equação Eq. 14.2 e, também, ajustando-se a dimensão de V para m/h, resulta:

$$Qp = V \cdot 60 \cdot \left[ (B+b) \cdot H / 200 - (100B-2L) \cdot (H-A) / 10000 \right], \text{ ou}$$

$$Qp = V \cdot \left[ (B+b) \cdot H / 3,33 - (100B-2L) \cdot (H-A) / 167 \right], \text{ em m}^3/\text{h}. \quad \text{Eq. 14.4}$$

e) Vazão de pelotas cruas na alimentação da grelha do forno Grate-Kiln (Qgk e Pgk).

No caso do forno tipo grate-kiln, como não há as camadas de proteção da grelha, a vazão de pelotas cruas (Qgk) seria definida em função da área total da seção trapezoidal. Assim, deveria ser tomada a seguinte relação para o cálculo da vazão em volume (m<sup>3</sup>/h):

$$Q_{gk} = St.V$$

Conhecendo-se a expressão de  $St = (B+b).H/200$ , substituindo-a na equação acima e ajustando-se as unidades, resulta:

$$Q_{gk} = 60.V.(B+b).H/200, \text{ ou}$$

$$Q_{gk} = V.H.(B+b)/3,33 \text{ em m}^3/\text{h}.$$

Sendo  $d_c$  a densidade das pelotas cruas, pode-se calcular a vazão em massa dessas pelotas na alimentação da grelha *Grate-Kiln* ( $P_{gk}$  em t/h) como:

$$P_{gk} = d_c.Q_{gk}, \text{ ou}$$

$$P_{gk} = d_c.V.H.(B+b)/3,33, \text{ em t/h.} \quad \text{Eq. 14.5}$$

Voltando ao forno *Traveling Grate*, as pelotas queimadas de proteção da grelha, que compõem as camadas de fundo e lateral, passam através do forno sem sofrer mudanças no peso. Por sua vez, conforme visto anteriormente nos itens 6 (balanço de massas) e 7 (aspectos da produtividade), as pelotas cruas são calcinadas e ocorre uma significativa perda de massa, causada pela evaporação da umidade, decomposição do calcário, combustão do carvão, etc. Essa perda depende, também, do tipo de pelotas produzido, da intensidade de geração de finos, do minério de ferro...

Conhecendo-se os três parâmetros seguintes:

- densidade a granel das pelotas queimadas ( $d_q$ ),
- densidade a granel das pelotas cruas ( $d_c$ ), e o
- rendimento em massa da pelota crua,  $Rm'$ , em %, (calculado pelo balanço de massas do capítulo 6, na base úmida),

podem ser calculados a produção horária líquida de pelotas queimadas ( $P$  em t/h), derivada da queima das pelotas cruas e o montante horário de pelotas recirculadas nas camadas de fundo e lateral da grelha ( $Mr$  em t/h), ambas funções das dimensões  $A$  e  $L$  (figura 14.1), definidas na operação da grelha. Assim, resultam os cálculos e equações que seguem.

f) Montante horário de pelotas recirculadas nas camadas de fundo e lateral ( $Mr$ ).

De acordo com as considerações anteriores, pode-se escrever que:

$$Mr = Q_p . d_q$$

Substituindo-se o valor de  $Q_p$  pela expressão da equação Eq. 14.4, resulta:

$$Mr = V.[(B+b).H/3,33 - (100B-2L).(H-A)/167].d_q, \text{ em t/h.} \quad \text{Eq. 14.6}$$

g) Produção horária líquida de pelotas queimadas (P).

De forma similar, e dentro dos conceitos estabelecidos nos itens mencionados, resulta que:

$$P = Q_c \cdot d_c \cdot R_m' / 100$$

Tomando-se o valor de  $Q_c$  da equação Eq. 14.3, vem:

$$P = V \cdot d_c \cdot R_m' \cdot (100B - 2L) \cdot (H - A) / 16700, \text{ em t/h} \quad \text{Eq. 14.7}$$

É importante destacar que esta é a produção líquida obtida na grelha de pelletização, livre de finos, após peneiramento, conforme conceituado no capítulo 6, referente ao balanço de massas. Há de se compreender que o montante total de pelotas que é descarregado pela grelha é sempre um somatório de:  $P + M_r + \text{finos de pelotas}$ .

h) Produtividade da grelha do forno traveling grate ( $P_r$ )

Poderia ainda ser calculada a produtividade da grelha, ( $P_r$  em  $t/m^2 \cdot \text{dia}$ ), com o conhecimento da área de reação da grelha ( $S_g$  em  $m^2$ ). Dentro do conceito de produtividade, caracterizado no capítulo 13, pode-se escrever que:

$$P_r = 24 \cdot P / S_g, \text{ em } t/m^2 \cdot \text{dia} \text{ (tempo ajustado de hora para dia).}$$

Considerando-se o valor de  $P$  da equação Eq. 14.7, vem:

$$P_r = 24 \cdot V \cdot d_c \cdot R_m' \cdot (100B - 2L) \cdot (H - A) / (16700 \cdot S_g), \text{ ou}$$

$$P_r = V \cdot d_c \cdot R_m' \cdot (100B - 2L) \cdot (H - A) / (696 \cdot S_g), \text{ em } t/m^2 \cdot \text{dia}. \quad \text{Eq. 14.8}$$

Através destas equações podem ser desenvolvidas várias simulações e avaliações do processo produtivo, envolvendo as variáveis consideradas neste estudo, principalmente aquelas relativas às pelotas de recirculação para as camadas de proteção da grelha, pois se relacionam com aspectos de ineficiência do forno de pelletização traveling grate. A recirculação, além de aumentar o consumo de energia, degrada a qualidade das pelotas, devido à requeima.

Ao longo do tempo, verificou-se uma grande evolução na produtividade dos fornos de pelletização e nos consumos de energia elétrica e térmica. Os projetos foram considerando grelhas mais longas, mais largas ( $B$  e  $b$ ) e com maior altura total do leito

de pelotas (H) (figura 14.1). Também, os operadores de plantas com minérios hematíticos puderam minimizar a recirculação de pelotas queimadas, com o aumento da adição de carvão às pelotas cruas.

Devido à melhor uniformização da queima, passo a passo, as dimensões das camadas de fundo e lateral foram sendo reduzidas. Há relatos de plantas operando sem camada lateral, porém sempre há o risco de ocorrência de queima deficiente das pelotas na interface com as paredes laterais dos carros de grelha (efeito parede, velocidade zero do fluxo de gases quentes). De qualquer forma, deve-se buscar, sempre, a redução dessas camadas de proteção da grelha.

Dentro desse contexto, poderia ser desenvolvida uma relação (Rr) para a simulação da quantidade de pelotas recirculadas (Mr) em relação à produção horária líquida do forno (P), como a seguir.

i) Relação recirculação/produção de pelotas (Rr).

Do conceito estabelecido, pode-se escrever que:

$$Rr = (Mr/P).100, \text{ em \%}.$$

Trazendo os valores de P e Pr das equações Eq. 14.6 e Eq. 14.7, resulta:

$$Rr = 100 \cdot \{V \cdot [(B+b) \cdot H / 3,33 - (100B-2L) \cdot (H-A) / 167] \cdot dq\} / [V \cdot dc \cdot Rm' \cdot (100B-2L) \cdot (H-A) / 16700]$$

Simplificando, resulta:

$$Rr = [501502 \cdot (B+b) \cdot H - 10000 \cdot (100B-2L) \cdot (H-A)] \cdot dq / [dc \cdot Rm' \cdot (100B-2L) \cdot (H-A)] \% \quad \text{Eq.14.9}$$

Apenas como exemplo, sejam considerados a figura 14.1, a equação Eq. 14.9, e os seguintes dados de uma planta industrial tipo traveling grate, operando com minério hematítico:

- Base maior do trapézio da seção transversal do carro de grelha: B = 3,68 m;
- Base menor do trapézio da seção transversal do carro de grelha: b = 3,50 m;
- Altura total do leito de pelotas no carro de grelha: H = 40 cm;
- Densidade a granel das pelotas queimadas: dq = 2,0;
- Densidade a granel das pelotas cruas: dc = 2,30;
- Rendimento em massa das pelotas cruas: Rm' = 84,8% (Dado obtido através de balanço de massas, referente à produção de certo tipo de pelotas para alto-forno).

Substituindo-se estes valores, acima especificados, na equação Eq. 14.9 e procedendo as simplificações inerentes, resulta:

$$Rr = [144031374 - 10000.(368-2L).(40-A)]/[97.(368-2L).(40-A)], \text{ em \%}.$$

Resumindo, tem-se a relação percentual entre os montantes de pelota recirculado e efetivamente produzido na grelha tipo traveling, em função da altura da camada de fundo (A) e da largura da camada lateral (L), ou:

$$Rr = f(A,L) = [144031374 - 10000.(368-2L).(40-A)]/[97.(368-2L).(40-A)] (\%). \quad \text{Eq. 14.10}$$

Através desta equação, pode ser construído o gráfico da figura 14.2, onde se tem uma visão mais ampla da influência das dimensões das camadas de fundo e lateral na recirculação de pelotas queimadas. Como era de se esperar, a altura da camada de fundo tem um maior impacto na recirculação que a largura da camada lateral. Verifica-se que para uma camada de fundo de 10 cm e lateral de 15 cm, nesse forno industrial caracterizado, a recirculação estaria no entorno de 40%, ou seja, equivalente a 40% do volume de produção líquida do forno de pelotização. Muito alta esta recirculação! Insiste-se nesse ponto, porque a requeima das pelotas recirculadas degrada a sua qualidade física e metalúrgica. Nesse aspecto, há uma desvantagem da tecnologia Traveling grate em relação à Grate-Kiln, pois neste último não há camadas de proteção da grelha, ou seja, inexistente recirculação ou requeima de pelotas queimadas.

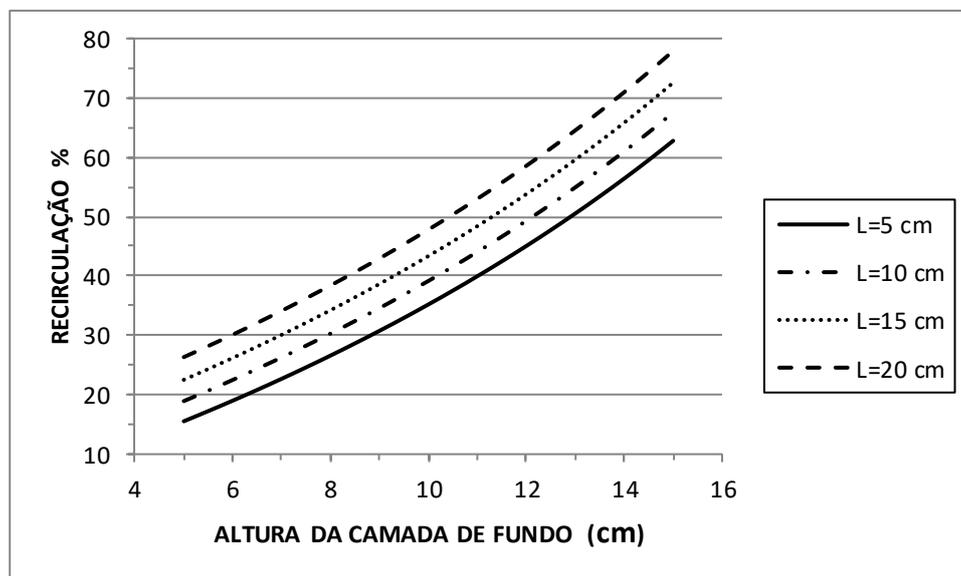


Figura 14.2 – Recirculação de pelotas queimadas em função da altura da camada de fundo, para diferentes larguras da camada lateral (L).

j) Aspectos relativos ao Tempo de residência das pelotas no forno (T)

Outro ponto importante na operação de uma grelha de pelotização é o tempo de residência das pelotas no interior do forno (T em min), também designado por tempo do ciclo térmico de queima. O controle desse tempo é de fundamental importância na operação, pois cada tipo de pelota tem um tempo característico de processamento no forno, não devendo sofrer variações significativas. Tanto a sobrequeima quanto a subqueima das pelotas causam degradação da qualidade.

O tempo de ciclo é uma variável que depende da velocidade da grelha (V, em m/min) e do comprimento útil do forno (C, em m), podendo-se escrever que:

$$T = C/V, \text{ em min.}$$

Daqui, tem-se que:

$$V = C/T, \text{ em m/min.} \qquad \text{Eq. 14.11}$$

Da equação Eq.14.7, tem-se que a produção horária líquida do forno é dada por:

$$P = V \cdot dc \cdot Rm' \cdot (100B - 2L) \cdot (H - A) / 16700, \text{ em t/h.}$$

Substituindo-se o valor de V da Eq. 14.11 nesta equação, resulta:

$$P = C \cdot dc \cdot Rm' \cdot (100B - 2L) \cdot (H - A) / (T \cdot 16700), \text{ em t/h.} \qquad \text{Eq. 14.12}$$

Considerando-se os valores das variáveis do forno industrial de referência (dc, Rm', B e H), definidos anteriormente, e sabendo-se que:

- O comprimento desse forno é C= 129 m, e que
- A largura da camada lateral de proteção da grelha é L = 15 cm,

pode-se escrever a equação Eq. 14.12 como segue.

$$P = (129) \cdot (2,3) \cdot (84,8) \cdot (368 - 30) \cdot (40 - A) / (T \cdot 16700) \text{ e, simplificando, resulta:}$$

$$P = 509 \cdot (40 - A) / T, \text{ em t/h.}$$

Assim, para esse forno industrial caracterizado, tipo traveling grate, com capacidade nominal de 3.0 Mta, estabeleceu-se esta relação, envolvendo 3 variáveis fundamentais de operação da grelha móvel:

- Produção Horária Líquida de Pelotas (P),
- Altura da Camada de Forramento (A), e
- Tempo de Residência no Forno (T).

Desta forma,  $P = f(A,T) = 509.(40-A)/T$ , em t/h.

Eq. 14.13

Tendo-se as equações Eq. 14.11 e Eq. 14.13, podem ser calculados, em termos nominais, o tempo de residência e a velocidade desse forno industrial de referência, tomado neste desenvolvimento como exemplo. Assim, sejam lembrados os seguintes dados nominais do forno:

- Capacidade nominal: 3 Mta / 330 dias operação,
- Comprimento útil do forno (C): 129 m,
- Produção horária nominal de pelotas queimadas, sem finos (P): 379 t/h,
- Altura da camada de fundo nominal (A): 10 cm.

Daí, vem:

de Eq. 14.13 –  $T = 510.(40-A)/P$ , ou  $T = (510).(30)/379$ , ou  $T = 40$  min e

de Eq. 14.11 –  $V = C/T$ , ou  $V = 129/40$ , ou  $V = 3,2$  m/min

Estes, então, são os dados nominais complementares do forno industrial estudado, e para o tipo de pelota de alto-forno considerado no balanço de massas, quando se calculou o rendimento em massa das pelotas cruas, úmidas, como 84,8%.

Por outro lado, tomando-se as equações genéricas Eq. 14.11 e Eq. 14.13, foram construídos os gráficos mostrados nas figuras 14.3 e 14.4 seguintes, levando-se em consideração os dados do forno industrial, tomado como referência neste desenvolvimento.

Na figura 14.3, tem-se uma relação direta entre a velocidade da grelha e o tempo de residência das pelotas no interior do forno industrial de referência, o qual tem um comprimento útil de 129 m.

Por sua vez, a figura 14.4, também construída para o forno de referência, mostra uma relação entre três importantes variáveis operacionais:

- Produção horária líquida de pelotas queimadas, sem finos, (P),
- Tempo de residência das pelotas no forno (T) e
- Altura da camada de forramento (A).

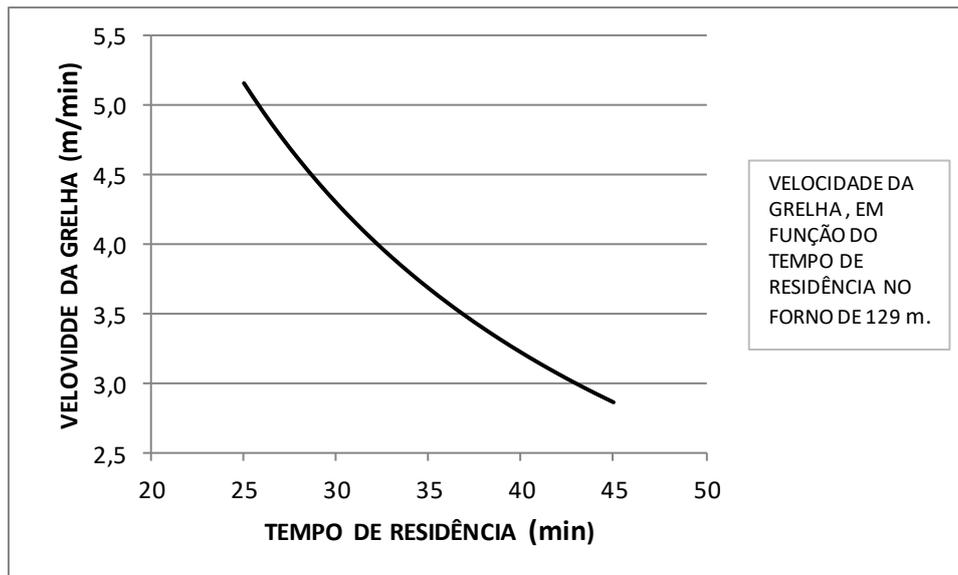


Figura 14.3 – Relação entre a velocidade da grelha e o tempo de residência para o forno industrial caracterizado, com capacidade nominal de 3,0 Mta.

Em termos operacionais, considerado um regime contínuo e estável de operação desse forno, com taxa de produção horária definida, por exemplo, igual a 400 t/h, o que deveria ser feito, caso houvesse, por qualquer motivo, variações dessa taxa de produção na faixa de 350 a 450 t/h?

Deveria ser mantido o tempo de residência, alterando-se a altura da camada de forramento da grelha ou adotado o procedimento inverso, em que se manteria constante a camada de forramento, provocando-se alteração do tempo de residência das pelotas no forno (modificação da velocidade da grelha)? Ou, deveriam ser ajustadas essas duas variáveis, simultaneamente?

A resposta depende da magnitude da variação em torno da taxa de produção padrão. Para pequenas variações, recomenda-se atuação imediata na velocidade da grelha (pequena alteração do tempo de residência). Para as grandes, há de se atuar na altura da camada de forramento, mesmo que em combinação com o tempo de residência.

A redução da altura total de camada de pelotas (H), para compensação de queda significativa de produção, não é recomendável, pois além de outros problemas de superaquecimento, expõe as laterais dos carros de grelha a altas temperaturas, ocasionando sua degradação acelerada.

Essas são questões de domínio da área de engenharia de processos, a qual se incumbe do desenvolvimento dos estudos conceituais e da definição dos parâmetros e normas operacionais.

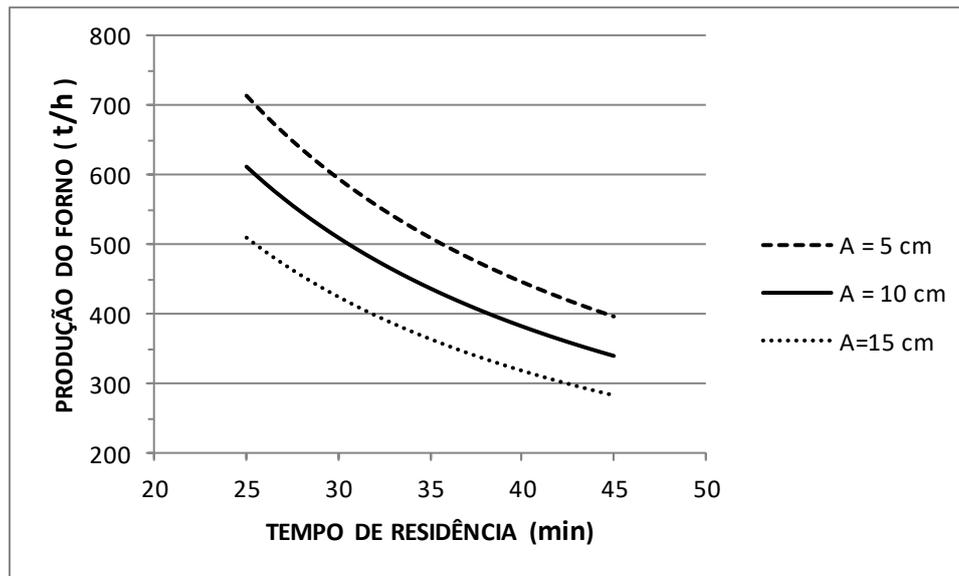


Figura 14.4 – Relação entre produção horária líquida e tempo de residência no forno industrial de referência, para diferentes alturas de camada de forramento (A).

Analisando-se o tema sob o ponto de vista tecnológico, cada tipo de pelota possui um tempo de residência (T) característico para a obtenção de boa qualidade. Este tempo é definido, através de exaustivos testes em planta piloto, quando são determinados, também, o rendimento em massa das pelotas cruas ( $Rm'$ ) e a densidade a granel das mesmas ( $dc$ ). Assim, quando no desenvolvimento de um projeto de forno traveling grate, esse tempo e a altura ótima de camada de fundo (A) definem com precisão a produção horária líquida de pelotas (P). Este cálculo é possível, considerando-se uma grelha de dimensões estabelecidas (C, B, L, H), em consonância com a prática industrial e a tecnologia mecânica de equipamentos pesados. Conforme visto anteriormente, a equação genérica Eq. 14.12 pode reger este procedimento de cálculo.

Relembrando a equação geral de Eq. 14.12, vem:

$$P = C \cdot dc \cdot Rm' \cdot (100B - 2L) \cdot (H - A) / (T \cdot 16700) \text{ em t/h.}$$

Neste contexto do desenvolvimento de processo e projetos, as variáveis são:

P – produção horária líquida, obtida no forno traveling grate (t/h),

A – altura da camada de fundo da grelha (cm),

T – tempo de residência das pelotas no forno (min).

E os dados conhecidos dos testes em planta piloto, da operação de plantas industriais e da engenharia mecânica seriam:

$d_c$  – densidade a granel das pelotas cruas,

$R_{m'}$  – rendimento em massa das pelotas cruas, em base úmida (%),

$C$  – comprimento útil da grelha (m),

$B$  – base maior do trapézio da seção transversal do carro de grelha (m),

$L$  – largura da camada lateral de proteção da grelha (cm) e

$H$  – altura total da camada de pelotas na grelha (cm).

Daí, poderiam ser feitos os cálculos e simulações pertinentes ao projeto considerado.

Concluindo, diz-se que: *A grelha é a alma de um forno de pelletização convencional!* Ela dita o ritmo e a qualidade do processo produtivo, seja na tecnologia Grate-Kiln, seja na tecnologia Traveling Grate.

Neste capítulo, procurou-se inter-relacionar algumas das principais variáveis de operação dessa grelha, de forma a possibilitar simulações gerais, inerentes ao desenvolvimento de processo e de engenharia de pelletização de minério de ferro.

### ASPECTOS RELATIVOS ÀS OPERAÇÕES A ÚMIDO COM MINÉRIO DE FERRO <sup>(1)</sup>

A preparação do minério de ferro para a pelletização, conforme visto no capítulo 2, envolve várias operações unitárias de beneficiamento. Quando essa etapa é realizada em via úmida, há a formação de polpa água-minério com densidades variadas (% sólidos), dependendo do processamento que se considere (moagem, espessamento, filtragem, etc).

Engenheiros e técnicos de processo, responsáveis por essas operações, têm de lidar com muitos cálculos, envolvendo os minérios de ferro, aditivos e a água, materiais que possuem densidades muito distintas.

Há várias e importantes relações envolvendo as polpas de minerais e minérios em água, as quais são discutidas nos tópicos seguintes.

#### a) % de sólidos em polpa de minério e água (partículas compactas).

Tendo-se uma operação unitária em via úmida, envolvendo-se polpa de minério e água, é muito importante determinar-se a % de sólidos (S), em função das densidades do minério e da polpa.

Assim, considere-se uma polpa de água com um material sólido qualquer, pulverizado, conforme mostra a figura 15.1 seguinte. Considere-se, também, que as partículas sólidas são compactas, com porosidade nula, não havendo absorção de parcela de água da polpa.

Considere-se que:

$V_s$  – volume total ocupado pelas partículas sólidas,

$M_s$  – massa total das partículas sólidas,

$d_s = d_r$ , densidade verdadeira ou real das partículas sólidas,

$V_{ag}$  – volume total ocupado pela água,

$M_{ag}$  – massa total da água,

$d_{ag} = 1$ , densidade da água,

$V_p$  – volume total da polpa aquosa com sólidos,

$M_p$  – massa total da polpa,

$d_p$  – densidade da polpa, e ainda que

$SM = 100.M_s/M_p$  %, percentagem *em massa* de sólidos na polpa.

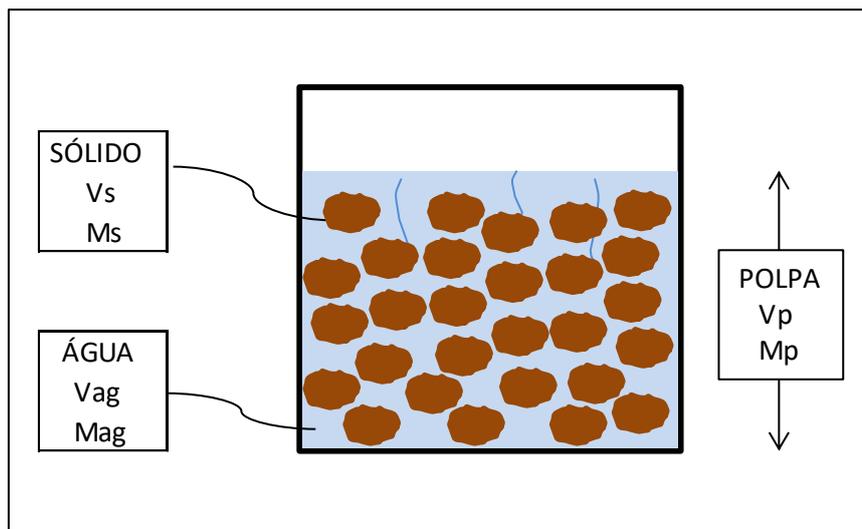


Figura 15.1 – Polpa genérica de sólido compacto em água.

Assim, podem ser escritas as relações seguintes.

$$M_{ag} + M_s = M_p, \text{ e} \quad \text{Eq. 15.1}$$

$$V_{ag} + V_s = V_p \quad \text{Eq. 15.2}$$

Do conceito de densidades, pode-se transformar a equação Eq. 15.2 em:

$$M_{ag}/d_{ag} + M_s/d_r = M_p/d_p, \text{ ou}$$

$$M_{ag} + M_s/d_r = M_p/d_p \quad \text{Eq. 15.3}$$

Da equação 15.1, tem-se que:

$M_{ag} = M_p - M_s$ . Levando-se este valor de  $M_{ag}$  em Eq. 15.3, resulta:

$$(M_p - M_s) + M_s/d_r = M_p/d_p$$

Desenvolvendo esta última expressão e simplificando, vem:

$M_s/d_r - M_s = M_p/d_p - M_p$ , ou  $M_s.(1/d_r - 1) = M_p.(1/d_p - 1)$ , ou

$M_s.(1 - d_r)/d_r = M_p.(1 - d_p)/d_p$ , ou ainda  $M_s/M_p = [(1 - d_p).d_r]/[(1 - d_r).d_p]$

Daí, expressando essa fração mássica em %, resulta:

$SM = f(d_p, d_r) = 100.M_s/M_p = 100.[(1 - d_p).d_r]/[(1 - d_r).d_p]$

Então, a % mássica de sólidos na polpa em água é dada por:

$$SM = f(d_p, d_r) = 100.(d_p - 1).d_r/[(d_r - 1).d_p] \% \quad \text{Eq. 15.4}$$

Em muitas plantas de pelotização, o minério de ferro, os fundentes e mesmo o antracito são moídos separadamente, a úmido. Dessa forma, são produzidas diferentes polpas desses materiais, com características muito distintas. Assim, fundentes e antracito são dosados ao minério, antes da filtragem, através de dosagens controladas, desses materiais, via polpa-a-polpa. Como minério, fundentes e antracito têm densidades ( $d_r$ ) muito diferentes, há de se ter um sistema preciso de medição e controle de vazão e densidade, de forma a se ter uma mistura com baixa variabilidade e dentro da especificação.

Para se ter uma noção de como a densidade do sólido afeta a densidade da polpa e a % de sólidos, sejam considerados o minério de ferro, o calcário calcítico e o antracito, com os seguintes valores de densidade real ( $d_r$ ), respectivamente, 5,0; 2,1; e 1,5. Levando-se estes valores à equação genérica de SM, Eq. 15.4, resultam as três equações seguintes, que regem a % em massa de sólidos desses materiais, quando em polpa com água:

Para o minério de ferro:  $SM_m = 125.(d_p - 1)/d_p \% \quad \text{Eq. 15.5}$

Para o calcário calcítico:  $SM_c = 191.(d_p - 1)/d_p \% \quad \text{Eq. 15.6}$

Para o carvão antracito:  $SM_a = 300.(d_p - 1)/d_p \% \quad \text{Eq. 15.7}$

Tomando-se estas três últimas equações, podem ser traçadas as curvas  $SM = f(d_p)$ , para o minério, calcário e antracito, conforme mostra a figura 15.2.

Nesta figura, constata-se como a densidade real dos materiais impacta o valor da % em massa de sólidos da polpa. Quanto mais baixa é essa densidade, maior é o impacto, como no caso do antracito. Daí, quando se trabalha na indústria com polpas desses

minerais e minérios de baixas densidades, para uma pequena variação deste parâmetro na polpa, ocorre uma grande variação na porcentagem de sólidos da polpa. Conforme foi mencionado anteriormente, as misturas para a pelotização devem ser preparadas com minério de ferro e dosagens de fundentes e, eventualmente, combustível sólido, em proporções rígidas, definidas pelo balanço de massas do capítulo 6. Maiores cuidados são necessários nas adições ao minério de materiais de baixas densidades, em operações via polpa-a-polpa.

Logicamente, calculada a porcentagem em massa de sólidos, SM, a porcentagem mássica de água na polpa (A) estaria definida como o complemento de 100%. Ou seja:

$$AM = (100 - SM) \% \quad \text{Eq. 15.8}$$

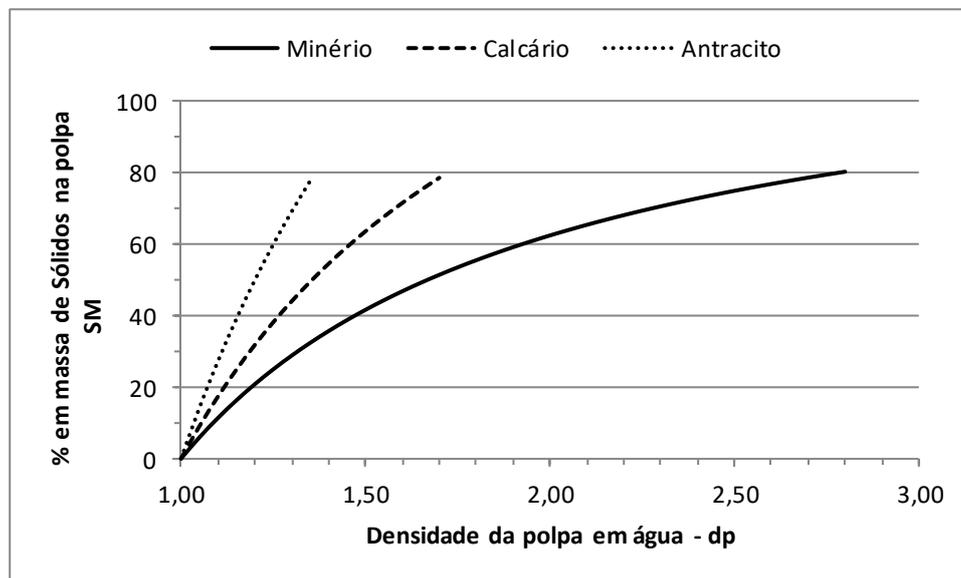


Figura 15.2 – Relação entre a % em massa de sólidos e a densidade da polpa para o minério de ferro, calcário e antracito.

Os sólidos das polpas são constituídos de *partículas minerais*, as quais se dispersam no seio dessas polpas. Quando as partículas são compactas, com porosidade nula, como no presente caso, o volume da parte sólida de minério é igual ao volume ocupado pelas partículas minerais. Por outro lado, quando o minério é poroso, o que significa que as partículas da polpa são também porosas, o volume da parte sólida do minério é menor que o volume ocupado pelas partículas minerais. Isto é importante quando se analisa a *porcentagem em volume* de sólidos, a qual impacta a reologia da polpa (fluidez, viscosidade, etc.). É importante sempre lembrar que os números que expressam a % em massa e a % em volume são muito diferentes.

A definição de % de sólidos em volume de uma polpa é dada por:

$$SV \% = 100.V_s/V_p.$$

Sendo  $V_{pm}$  o volume das partículas minerais (igual ao volume real de minério -  $V_s$  + volume de poros -  $V_{po}$ ), pode-se escrever que:

$$V_{pm} = V_s + V_{po}.$$

Como neste caso em estudo o minério é compacto, com porosidade nula,  $V_{po} = 0$ , ou:

$$V_{pm} = V_s$$

Levando-se este valor de  $V_s$  em  $SV$ , resulta que:

$$SV \% = 100.V_{pm}/V_p, \text{ onde,} \tag{Eq. 15.9}$$

$SV$  % - % de sólidos em volume na polpa,

$V_{pm}$  – volume ocupado pelas partículas minerais (igual ao volume de sólidos), e

$V_p$  – volume de polpa.

Por outro lado, considerando-se o conceito de percentagem de sólidos em massa e a expressão da equação Eq. 15.4, vem:

$$SM = 100.M_s/M_p = 100.(d_p - 1).d_r / [(d_r - 1).d_p] \% \tag{Eq. 15.10}$$

Pelos conceitos de densidade real e densidade de polpa, escreve-se que:

$$d_r = M_s/V_s \text{ e } d_p = M_p/V_p, \text{ ou}$$

$M_s = V_s.d_r = V_{pm}.d_r$  e  $M_p = V_p.d_p$ . Levando-se  $M_s$  e  $M_p$  em Eq. 15.10, resulta:

$$100.V_{pm}/V_p = 100.(d_p - 1)/(d_r - 1)$$

De acordo com a equação Eq. 15.9, esta expressão representa a % de sólidos em volume da polpa de minério compacto, ou:

$$SV\% = f(d_r, d_p) = 100.(d_p - 1)/(d_r - 1) \tag{Eq. 15.11}$$

Da mesma forma que foi feito para a % de sólidos em massa, e para verificar como a densidade real do sólido afeta a densidade da polpa e a % de sólidos em volume, sejam considerados o minério de ferro, o calcário calcítico e o antracito, com os seguintes valores de densidade real ( $d_r$ ), respectivamente, 5,0; 2,1; e 1,5. Levando-se estes valores à equação genérica de SV, Eq. 15.11, resultam as três equações seguintes, que regem a % de sólidos em volume desses materiais, quando em polpa com água:

Para o minério de ferro:  $SV_m = 25.(dp - 1) \%$ , Eq. 15.12

Para o calcário calcítico:  $SV_c = 91.(dp - 1) \%$ , Eq. 15.13

Para o carvão antracito:  $SV_a = 200.(dp - 1) \%$ . Eq. 15.14

Tomando-se estas três últimas equações, podem ser traçadas as curvas  $SV = f(dp)$ , para o minério, calcário e antracito, conforme mostra a figura 15.3.

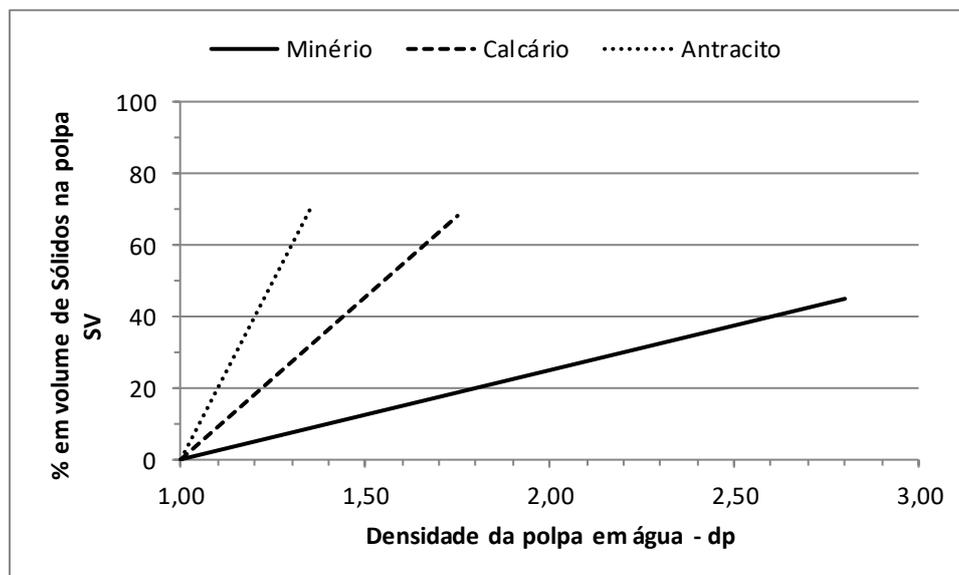


Figura 15.3 – Relação entre a % em volume de sólidos e a densidade da polpa para o minério de ferro, calcário e antracito.

Nesta figura, constata-se como a densidade real dos materiais impacta o valor da % em volume de sólidos ou de partículas minerais compactas da polpa. Quanto mais baixa é essa densidade, maior é o impacto, como no caso do antracito.

Logicamente, calculada a percentagem de sólidos, SV, a percentagem em volume de água da polpa (AV) estaria definida como o complemento de 100%. Ou seja:

$$AV = (100 - SV) \% \quad \text{Eq. 15.15}$$

Finalmente, considerando-se as partículas minerais compactas, com porosidade nula, e as equações de SM e SV, Eq. 15.4 e Eq.15.11, é possível desenvolver a relação entre SM e SV, como segue.

Da Eq. 15.4:  $SM = 100.(dp - 1).dr / [(dr - 1).dp]$ , e

da Eq. 15.11:  $SV = 100.(dp - 1) / (dr - 1)$ . Daqui, explicitando-se dp e (dp - 1), resulta o seguinte:

$$dp = [100 + SV.(dr - 1)] / 100, \text{ e}$$

$$(dp - 1) = SV.(dr - 1) / 100.$$

Substituindo-se dp e (dp - 1) na equação de SM acima, resulta:

$$SM = 100.SV.(dr - 1).dr / \{(dr-1). [100 + SV.(dr - 1)]\}, \text{ ou}$$

$$SM = f(SV,dr) = 100.SV.(dr - 1).dr / \{(dr-1). [100 + SV.(dr - 1)]\} \quad \text{Eq. 15.16}$$

Tomando-se esta equação, pode ser traçada a curva relacionando SM (% em massa de sólidos na polpa) x SV (% em volume de sólidos na polpa), para o minério, calcário e antracito, compactos, que possuem densidades reais (dr), respectivamente, iguais a 5,0; 2,1 e 1,5. Substituindo-se estes valores na equação Eq. 15.16, vem o que segue:

$$\text{Para o minério: } SM_m = 125.SV / (25 + SV), \quad \text{Eq. 15.17}$$

$$\text{Para o calcário: } SM_c = 193.SV / (92 + SV), \quad \text{Eq. 15.18}$$

$$\text{Para o carvão: } SM_a = 300.SV / (200 + SV). \quad \text{Eq. 15.19}$$

No gráfico da figura 15.4, seguinte, podem ser vistas as representações destas três equações.

Verifica-se, facilmente, que quanto maior é a densidade do material, maior é a diferença entre as percentagens de sólidos, em massa (SM) e em volume (SV), da polpa aquosa.

É importante frisar novamente que no caso presente, no qual o minério considerado é compacto, com porosidade nula, o volume das partículas minerais da polpa é o mesmo que o volume da parte sólida do minério. Assim, a % em volume de material sólido é igual a % em volume de partículas na polpa de minério.

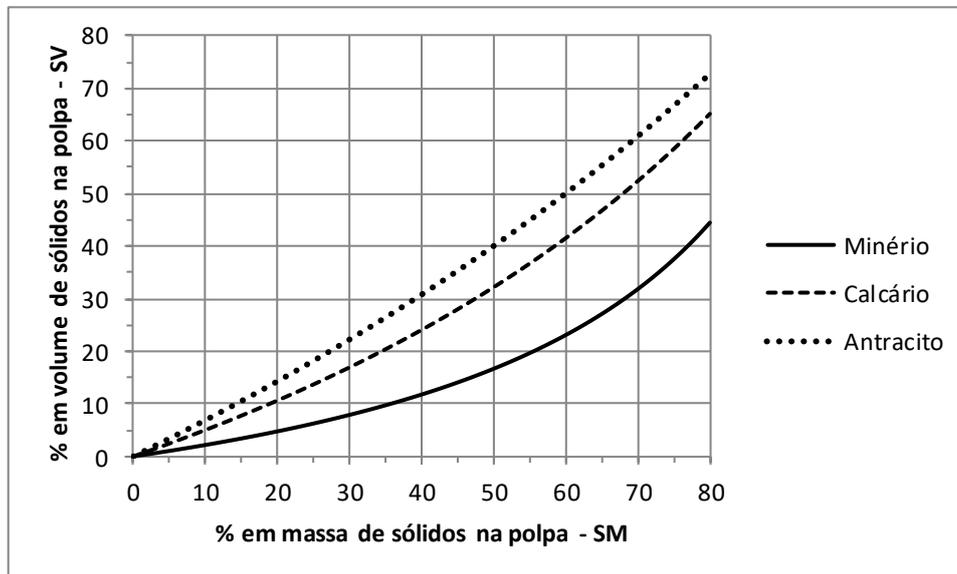


Figura 15.4 – Relação entre a % em volume e a % em massa de sólidos na polpa, para o minério de ferro, calcário e antracito.

b) % de sólidos em polpa de minério e água (partículas porosas).

No caso anterior, figura 15.1, as partículas minerais foram consideradas como compactas, situação em que a porosidade individual é nula. Porém, na natureza, essas partículas sempre têm poros. Existem minérios de ferro com diferentes níveis de porosidade, o que depende de sua gênese. Assim, quando se consideram os minérios naturais em polpa com água, alguma parcela desta água é absorvida pelas partículas minerais, alterando-se os parâmetros volumétricos, características dessa polpa. Na figura 15.5, tem-se uma representação genérica de partículas porosas de minério mergulhadas em água, constituindo-se numa polpa.

De imediato, visualmente, verifica-se que o volume ocupado pelas partículas minerais porosas é maior que o volume ocupado pelo minério em si, sendo a diferença igual ao volume de poros das próprias partículas. Isso é importante, pois a reologia da polpa é mais impactada pelo volume das partículas que pelo volume do minério.

Como é conhecido, os poros podem ser abertos ou fechados. Apenas os abertos, aqueles que se comunicam com o ambiente externo da partícula, absorvem parte da água da polpa. Os poros, normalmente, são abertos na sua grande maioria.

Para o presente desenvolvimento, os poros fechados são desprezados e assume-se que os poros das partículas são todos abertos e, integralmente, preenchidos com água.

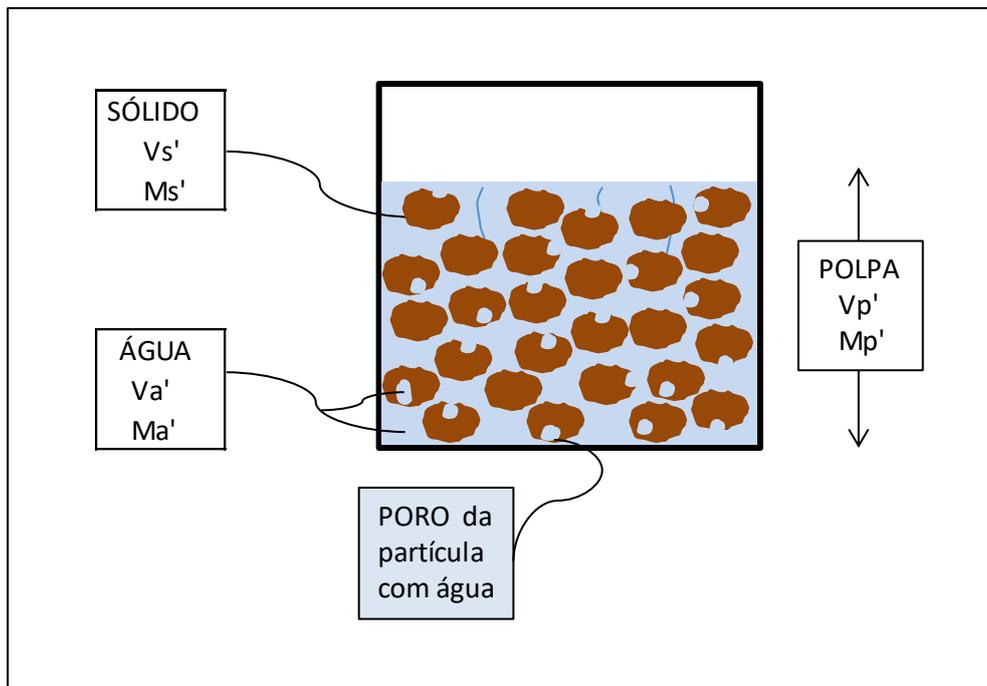


Figura 15.5 – Polpa genérica de sólido poroso em água.

De forma similar ao caso da polpa com partículas compactas, pode-se escrever que:

$$Ma' + Ms' = Mp', \text{ e} \quad \text{Eq. 15.20}$$

$$Va' + Vs' = Vp' \quad \text{Eq.15.21}$$

Onde:

$Ma'$  – massa total de água da polpa (inclui massa de água dos poros),

$Ms'$  – massa sólida das partículas de minério,

$Mp'$  – Massa da polpa minério-água,

$Va'$  – volume total de água (inclui volume de água dos poros),

$Vs'$  – volume da massa sólida das partículas minerais,

$V_p'$  – volume da polpa de minério poroso em água,

$V_{po}'$  – volume dos poros,

$V_{pa}'$  – volume total das partículas porosas (volume da massa mineral + volume poros).

Considerando-se ainda que:

$d_r'$  = densidade real do minério,

$d_a'$  – densidade aparente das partículas minerais porosas,

$d_{ag}'$  – densidade da água da polpa = 1

$d_p'$  – densidade da polpa minério poroso-água,

pode-se fazer o desenvolvimento que segue.

Tomando-se as equações Eq. 15.20 e Eq. 15.21 e fazendo-se as transformações devidas, são obtidas as seguintes relações:

$$Ma' + Vs'.dr' = Vp'.dp' \quad \text{Eq. 15.22}$$

$$Ma' + Vs' = Vp' \quad \text{Eq. 15.23}$$

Subtraindo-se, membro a membro, a equação Eq. 15.22 de Eq. 15.23, vem:

$$Vs' - Vs'.dr' = Vp' - Vp'.dp', \text{ ou}$$

$$Vs'.(1 - dr') = Vp'.(1 - dp') \quad \text{Eq.15.24}$$

Analisando-se a figura 15.5, vê-se que o *volume das partículas é igual ao volume da massa sólida mineral, somado ao volume de poros*. Assim, e tendo-se em vista as definições de variáveis anteriores, é verdadeiro escrever que:

$$V_{pa}' = Vs' + V_{po}'$$

$$\text{Daí, } Vs' = V_{pa}' - V_{po}' \quad \text{Eq.15.25}$$

Da definição de porosidade das partículas minerais ( $Po'$ ), tem-se que:

$$Po' \% = 100.V_{po}'/V_{pa}'$$

$$\text{Daí, } V_{po}' = Po'.V_{pa}'/100$$

Levando-se  $V_{po}'$  na expressão de Eq. 15.25, e simplificando, resulta:

$$V_{s'} = V_{pa}' \cdot (1 - Po'/100)$$

Substituindo-se  $V_{s'}$  em Eq. 15.24, obtém-se:

$$V_{pa}' \cdot (1 - Po'/100) \cdot (1 - dr') = V_{p'} \cdot (1 - dp'). \text{ Ou,}$$

$$V_{pa}'/V_{p'} = (1 - dp') / [(1 - Po'/100) \cdot (1 - dr')]$$

Esta expressão traduz o *volume fracionário, ocupado pelas partículas porosas* na polpa. Expressando-se em termos percentuais, obtém-se a *percentagem em volume de partículas porosas (SP')* na polpa aquosa. Ou seja:

$$SV' = 100 \cdot (dp' - 1) / [(1 - Po'/100) \cdot (dr' - 1)] \%. \quad \text{Eq. 15.26}$$

Onde:

$SV'$  – percentagem em volume ocupado pelas partículas porosas na polpa,

$dp'$  – densidade da polpa aquosa,

$Po'$  – porosidade das partículas minerais em %,

$dr'$  – densidade real do mineral (sólido).

Tomando-se a expressão da equação Eq. 15.26, podem ser traçadas curvas características de um determinado de mineral,  $SP' \times dp'$ , para diferentes níveis de porosidade, conforme mostrado na figura 15.6. Desenvolvendo-se essa equação para o minério de ferro, ( $dr = 5$ ), e níveis de porosidade das partículas iguais a 0%, 15% e 30%, resultam as seguintes expressões:

$$\text{Para porosidade} = 0\%: SP'_0 = 25 \cdot (dp' - 1) \%,$$

$$\text{Para porosidade} = 15\%: SP'_{15} = 30 \cdot (dp' - 1) \%,$$

$$\text{Para porosidade} = 30\%: SP'_{30} = 36 \cdot (dp' - 1) \%.$$

Cabe mencionar que, quando se faz a *porosidade* das partículas igual a *zero*, isto significa que as partículas são *compactas* e a expressão que rege o percentual em volume é a mesma que aquela da equação Eq. 15.12.

As variações de  $SP'$ , mostradas no gráfico da figura 15.6, influenciam os parâmetros reológicos da polpa de minério de ferro e, portanto, o seu comportamento nas operações de manuseio e transporte.

Para cada minério ou material, podem ser traçadas essas curvas características.

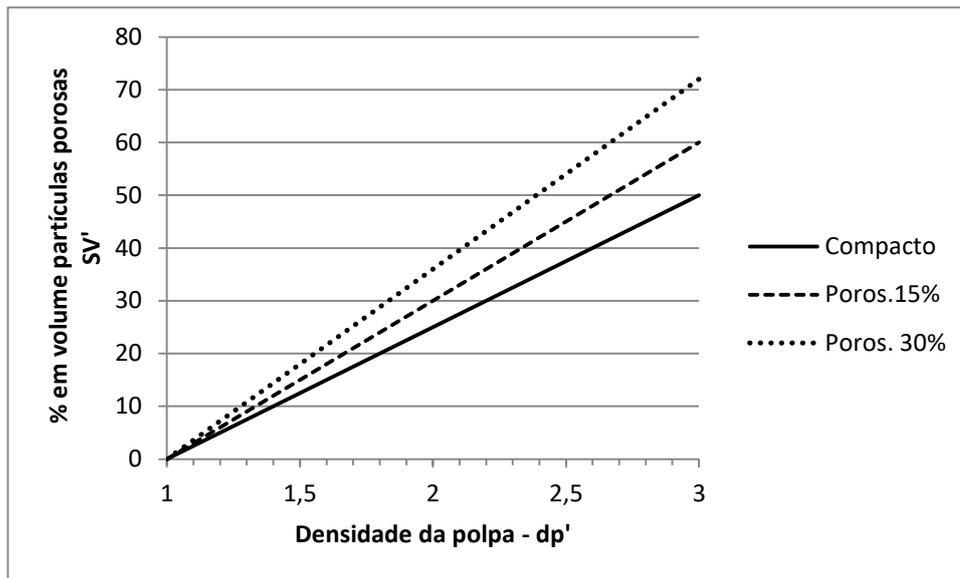


Figura 15.6 – Relação entre a porcentagem em volume de partículas porosas em polpa de minério de ferro e a densidade da polpa, para diferentes níveis de porosidade.

É importante destacar que a porcentagem em massa dos sólidos ( $SM'$ ) independe da porosidade, sendo dada pela mesma expressão das partículas compactas, ou do minério com porosidade nula. Analogamente à Eq. 15.4, escreve-se que:

$$SM' = 100.(dp' - 1).dr' / [(dr' - 1).dp'] \% \quad \text{Eq. 15.27}$$

De fato, a porcentagem em massa de sólidos independe da porosidade das partículas minerais. Isso pode ser comprovado como a seguir. Da equação Eq. 15.26, relativa à porcentagem de sólidos em volume ( $SV'$ ), pode-se escrever que:

$$SV' = 100.Vpa'/Vp' = 100. (dp' - 1) / [(1 - Po'/100).(dr' - 1)]$$

Mas, do conceito de densidades:

$Vpa' = Ms'/da'$  e  $Vp' = Mp'/dp'$ . Substituindo se na expressão de  $SV'$  acima, vem:

$$Ms'.dp'/Mp'.da' = 100.(dp' - 1) / [(1 - Po'/100).(dr' - 1)]$$

Ou, o mesmo que,

$$SM' = 100.Ms'/Mp' = 100.da'.(dp' - 1) / \{dp'.[(1 - Po'/100).(dr' - 1)]\}$$

Sabendo-se que  $Po' = 100.(1 - da'/dr')$ , resulta:

$$(1 - Po'/100) = da'/dr'.$$

Substituindo-se em  $SM'$ , vem:

$$SM' = 100.(dp' - 1) / [(dp'/dr').(dr' - 1)]$$

Ou, finalmente, como se queria demonstrar:

$$SM' = 100.(dp' - 1).dr' / [(dr' - 1).dp'] \% \quad \text{Eq. 15.28}$$

c) Dosagem de sólidos polpa-a-polpa.

Em muitas plantas de pelotização, o minério de ferro é moído a úmido e manuseado na forma de polpa aquosa. A melhor forma de preparar os aditivos é através de moagem a seco, em separado, fazendo-se a dosagem ao minério, antes dos misturadores, através de balanças de precisão. Porém, por vários motivos, há unidades industriais em que alguns desses aditivos são moídos a úmido e dosados ao minério, na forma de polpa em água. Um caso típico é o do antracito, dosado desta forma ao minério, conforme mostra a figura 15.7.

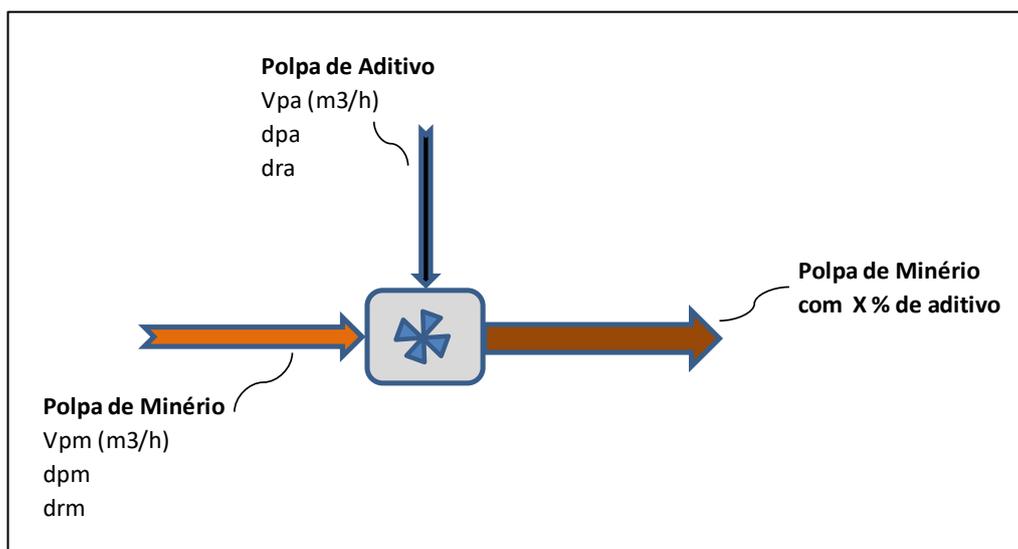


Figura 15.7 – Dosagem de aditivo ao minério de ferro moído via polpa-a-polpa.

Neste caso, há de se ter um controle apurado desse processamento, uma vez que uma dosagem em excesso de antracito pode causar graves problemas operacionais e de qualidade às pelotas. Assim, requer-se que o sistema de dosagem tenha uma instrumentação de qualidade e precisa.

Para o desenvolvimento do modelo de dosagem, sejam consideradas duas polpas aquosas, uma de minério de ferro e outra de um aditivo qualquer, a ser dosado ao minério, em percentual previamente definido (figura 15.7), com as seguintes características:

Polpa de minério de ferro

- dpm – densidade da polpa de minério,
- drm – densidade real do minério,
- Sm - % de sólidos da polpa de minério,
- Msm – Vazão mássica de minério sólido (t/h),
- Mpm – Vazão mássica de polpa de minério (t/h),
- Vpm – Vazão em volume da polpa de minério (m<sup>3</sup>/h).

Polpa de aditivo a ser dosado

- dpa – densidade da polpa de aditivo,
- dra – densidade real do aditivo sólido,
- Sa - % de sólidos da polpa de aditivo,
- Msa – Vazão mássica de aditivo sólido (t/h),
- Mpa – Vazão mássica de polpa de aditivo (t/h),
- Vpa – Vazão em volume da polpa de aditivo (m<sup>3</sup>/h).

Por outro lado, seja estabelecido que o aditivo deva ser dosado ao minério, em percentual mássico igual a “ X % “, ou seja:

$$X = 100.Msa/Msm \quad \text{Eq. 15.29}$$

Dos estudos anteriores (Eq. 15.4), pode-se escrever que os percentuais de sólidos das polpas aquosas de minério e aditivo, acima caracterizadas, seriam dadas pelas seguintes equações:

Polpa de Minério:  $Sm = 100.(dpm - 1).drm/[(drm - 1).dpm] \%$ , e

Polpa de aditivo:  $Sa = 100.(dpa - 1).dra/[(dra - 1).dpa] \%$ .

Estas equações poderiam ser desdobradas da seguinte forma:

Polpa de Minério:

$$Msm/Mpm = (dpm - 1).drm/[(drm - 1).dpm]$$

Por outro lado,  $M_{pm} = V_{pm} \cdot d_{pm}$

Substituindo-se  $M_{pm}$  na equação de  $S_m$  acima e simplificando, resulta:

$$M_{sm} = V_{pm} \cdot (d_{pm} - 1) \cdot d_{rm} / (d_{rm} - 1) \quad \text{Eq. 15.30}$$

Analogamente, pode-se escrever equação semelhante para a polpa de aditivo.

Polpa de aditivo:

$$M_{sa} = V_{pa} \cdot (d_{pa} - 1) \cdot d_{ra} / (d_{ra} - 1) \quad \text{Eq. 15.31}$$

Das premissas estabelecidas, sabe-se que o percentual em massa de dosagem do aditivo ao minério é dado, segundo a equação Eq. 15.29, por:

$$X = 100 \cdot M_{sa} / M_{sm}$$

Dividindo-se, membro a membro, as equações Eq. 15.31 e Eq. 15.30, obtém-se a expressão de  $M_{sa} / M_{sm}$  que pode ser levada em  $X$ , resultando:

$$X = \{ [100 \cdot V_{pa} \cdot (d_{pa} - 1) \cdot d_{ra}] / (d_{ra} - 1) \} / [V_{pm} \cdot (d_{pm} - 1) \cdot d_{rm} / (d_{rm} - 1)]$$

Simplificando, vem:

$$X = 100 \cdot V_{pa} \cdot d_{ra} \cdot (d_{pa} - 1) \cdot (d_{rm} - 1) / [V_{pm} \cdot d_{rm} \cdot (d_{ra} - 1) \cdot (d_{pm} - 1)]$$

Desta última equação, pode-se extrair a função “  $V_{pa} = f(V_{pm}, X, \text{densidades})$  ”, que traduz o *modelo de dosagem de aditivos ao minério de ferro*, via polpa-a-polpa:

$$V_{pa} = V_{pm} \cdot X \cdot d_{rm} \cdot (d_{ra} - 1) \cdot (d_{pm} - 1) / [100 \cdot d_{ra} \cdot (d_{rm} - 1) \cdot (d_{pa} - 1)] \quad \text{Eq. 15.32}$$

Onde:

- $V_{pa}$  – Vazão em volume da polpa de aditivo (m<sup>3</sup>/h),
- $V_{pm}$  – Vazão em volume da polpa de minério (m<sup>3</sup>/h),
- $X$  – percentual em massa do aditivo, em base seca, dosado ao minério (%),
- $d_{rm}$  – densidade real do minério,
- $d_{ra}$  – densidade real do aditivo sólido,
- $d_{pm}$  – densidade da polpa de minério,
- $d_{pa}$  – densidade da polpa de aditivo.

Assim, definidas a dosagem mássica do aditivo ao minério (X %) e as densidades da equação Eq. 15.32, é possível definir a vazão da polpa de aditivo ( $V_{pa}$ , m<sup>3</sup>/h), em função da vazão da polpa de minério ( $V_{pm}$ , m<sup>3</sup>/h).

Como exemplo, e baseando-se na figura 15.7, sejam considerados os seguintes dados, referentes à dosagem de carvão antracito moído ao minério de ferro, também já moído, via adição polpa-a-polpa:

- $X = 1,5\%$  – percentual em massa do aditivo antracito a ser dosado ao minério,
- $d_{rm} = 5,0$  – densidade real do minério,
- $d_{ra} = 1,5$  – densidade real do aditivo sólido, no caso o antracito,
- $d_{pm} = 2,3$  – densidade da polpa de minério.

Mantendo-se a densidade da polpa de antracito ( $d_{pa}$ ) como uma variável, e levando-se esses dados à equação Eq. 15.32, obtém-se a equação geral do modelo de dosagem para este caso específico:

$$V_{pa} = f(V_{pm}, d_{pa}) = V_{pm} / [123.(d_{pa} - 1)] \quad \text{Eq. 15.33}$$

Tomando-se este caso e variando-se a densidade da polpa aquosa de antracito ( $d_{pa}$ ), podem ser obtidas as seguintes equações de dosagem:

- Para  $d_{pa} = 1,05$  –  $V_{pa} = 0,163.V_{pm}$ , Eq. 15.34

- Para  $d_{pa} = 1,10$  –  $V_{pa} = 0,081.V_{pm}$ , Eq. 15.35

- Para  $d_{pa} = 1,15$  –  $V_{pa} = 0,054.V_{pm}$ . Eq. 15.36

Desta forma, é possível traçar curvas para dosagem de 1,5% de antracito ao minério de ferro, de acordo com as especificações estipuladas e regidas pelas equações Eq. 15.34 a Eq. 15.36, conforme mostra a figura 15.8.

Através desta figura, verifica-se que a vazão da polpa aquosa de antracito depende fortemente da densidade desta polpa. Polpas mais espessas desse material, ou de maiores densidades, permitem operação a menores vazões, o que significa menor interferência na densidade da polpa resultante da mistura polpa de minério de ferro + polpa de antracito. Nesse caso, a polpa de antracito deve ter a maior densidade possível, compatível com as especificações de viscosidade e fluidez desse material, em polpa aquosa.

A prática industrial tem mostrado que a densidade limite das polpas de antracito está por volta de 1,20, o que significa um percentual mássico de sólidos por volta de 50%.

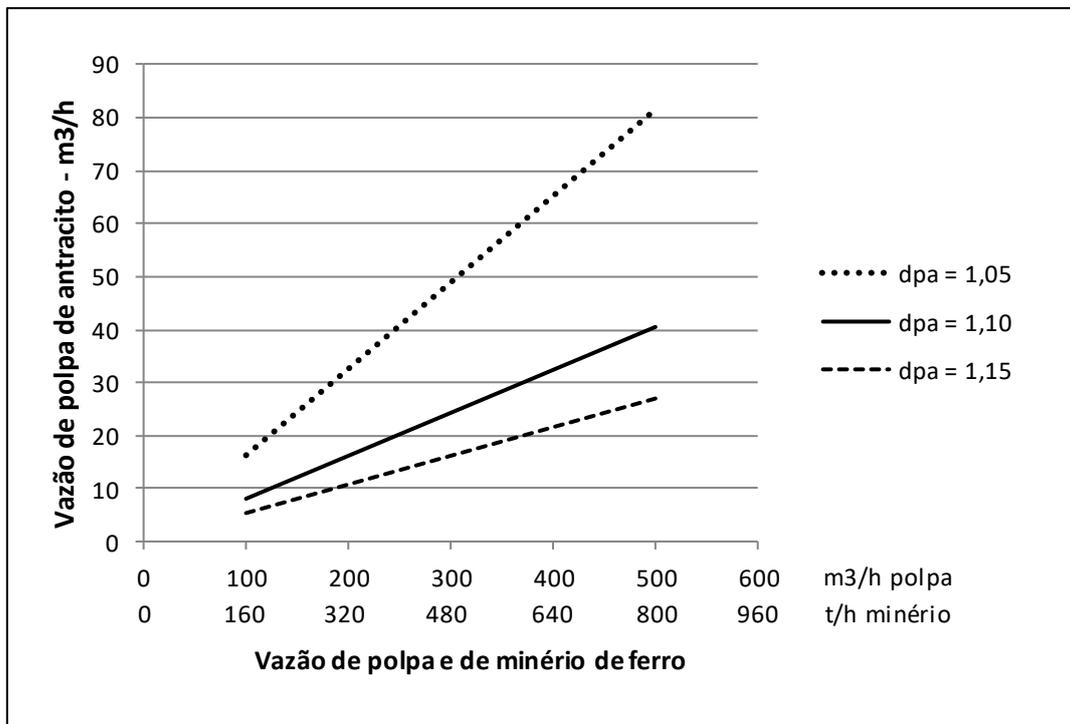


Figura 15.8 – Vazão de polpa de antracito para dosagem de 1,5% em massa ao minério de ferro em polpa aquosa, para diferentes densidades da polpa de antracito.

d) Moagem a úmido e classificação. <sup>(1)</sup>

Em muitas usinas de pelletização, a preparação do minério de ferro inclui a moagem a úmido, em circuito fechado com classificador, este, normalmente, constituído de uma bateria de hidrociclones, conforme mostrado esquematicamente na figura 15.9.

Considerando-se as seguintes variáveis:

- Sa – vazão de sólidos na nova alimentação do moinho – t/h,
- Aa – vazão de água que acompanha os sólidos da alimentação – m³/h ou t/h,
- U – umidade do minério - %,
- dr – densidade real dos sólidos,
  
- A = Ae + As – vazão total de água nova do circuito – m³/h ou t/h,
- Ae – vazão de água nova na entrada do moinho – m³/h ou t/h,
- As - vazão água nova na entrada da caixa descarga do moinho – m³/h ou t/h,

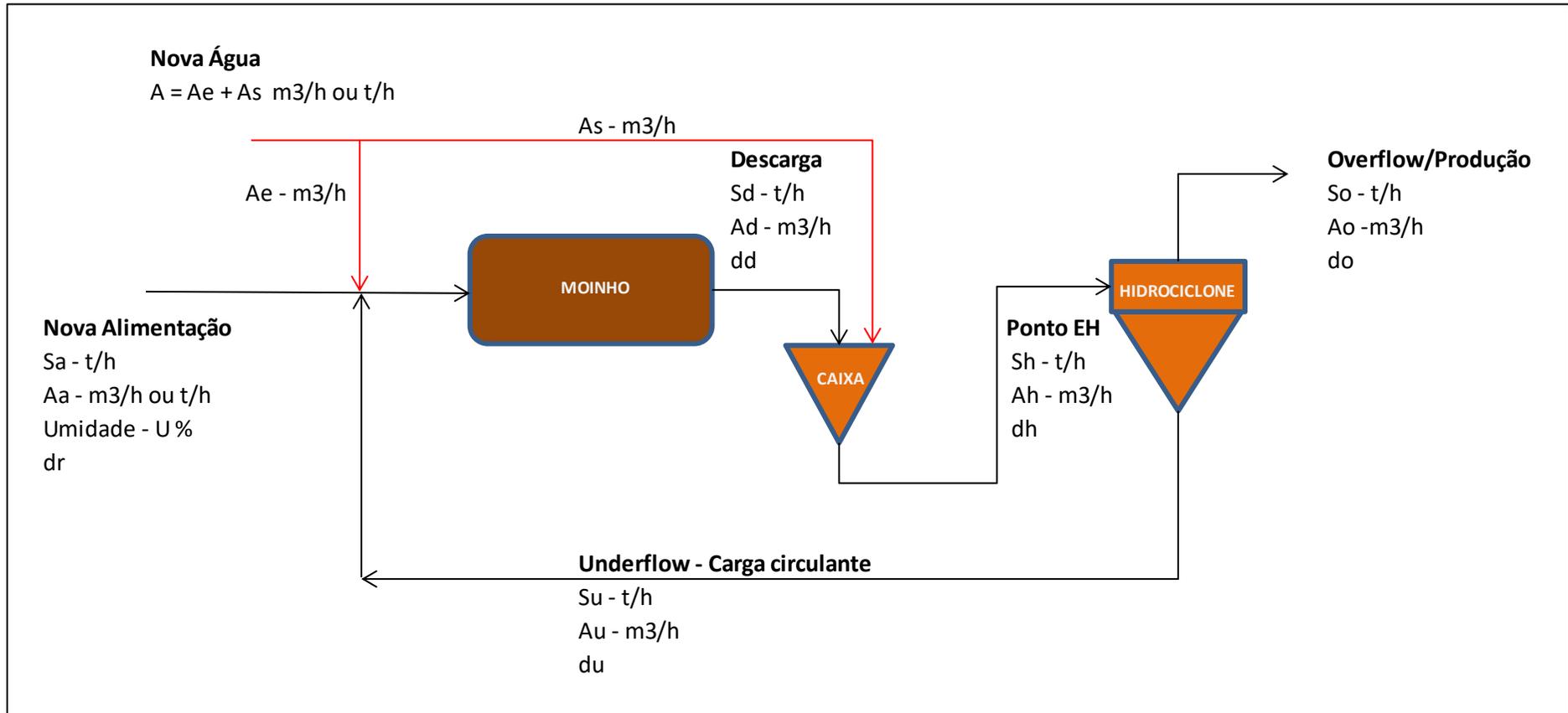


Figura 15.9 – Diagrama genérico de um circuito de moagem a úmido, fechado com classificador (hidrociclone).

- Sd – vazão de sólidos na descarga do moinho – t/h,
- Ad – vazão de água na descarga do moinho – m<sup>3</sup>/h ou t/h,
- dd – densidade da polpa na descarga do moinho,
  
- Sh – vazão de sólidos na alimentação do hidrociclone – t/h,
- Ah – vazão de água na entrada do hidrociclone – m<sup>3</sup>/h ou t/h,
- Vh – vazão em volume de polpa na entrada do hidrociclone – m<sup>3</sup>/h,
- Mh – vazão mássica de polpa na entrada do hidrociclone – t/h,
- dh – densidade da polpa na entrada do hidrociclone,
  
- Su – vazão de sólidos na carga circulante do circuito – t/h,
- Au – vazão de água na carga circulante do circuito fechado – m<sup>3</sup>/h ou t/h,
- Vu – vazão em volume de polpa no underflow do circuito – m<sup>3</sup>/h,
- Mu – vazão mássica de polpa no underflow do circuito – t/h,
- du – densidade da polpa circulante do circuito fechado,
- su - % de sólidos na polpa do underflow,
  
- So – vazão de sólidos no overflow/produção do circuito – t/h,
- Ao – vazão de água no overflow/produção do circuito – m<sup>3</sup>/h ou t/h,
- Vo – vazão em volume de polpa no overflow/produção do circuito – m<sup>3</sup>/h,
- Mo – vazão mássica de polpa no overflow/produção do circuito – t/h,
- do – densidade da polpa no overflow do circuito,
- so - % de sólidos na polpa do overflow.

Feitas estas considerações sobre o circuito fechado de moagem da figura 15.9, pode-se escrever para o ponto de entrada da bateria de hidrociclones (ponto EH):

#### Balanço de massa de Sólidos

$$Sh = Sa + Su = So + Su, \text{ ou}$$

$$So = Sa, \text{ em t/h.} \qquad \text{Eq. 15.37}$$

Em outras palavras, a produção de sólidos no circuito (So) independe da carga circulante (Su) e é igual à alimentação nova de sólidos do moinho (Sa).

#### Balanço de Água

$$Ah = Aa + Ae + As + Au = Ao + Au, \text{ ou,}$$

$A_o = A_a + (A_e + A_s)$ , ou, ainda,

$$A_o = A_a + A, \text{ em m}^3/\text{h ou t/h.} \quad \text{Eq. 15.38}$$

Analogamente, a vazão de água no overflow da bateria de hidrociclones ( $A_o$ ), que forma a polpa com os sólidos produzidos, independe da carga circulante de água ( $A_u$ ), sendo igual à vazão de água nova do circuito ( $A$ ), que ajusta as densidades das polpas do circuito, somada à água que acompanha os sólidos na alimentação do moinho ( $A_a$ ), devido à umidade natural ( $U\%$ ).

d.1 - Carga Circulante de circuito fechado de moagem em função de densidades de polpas do hidrociclone. <sup>(1)</sup>

A carga circulante (CC) de um circuito fechado de moagem é muito importante, pois, além de contribuir para a eficiência da separação por tamanho nos hidrociclones, maximiza a produtividade dos moinhos, evitando-se a moagem em excesso das partículas sólidas.

A carga circulante (CC) é definida, num circuito com a configuração da figura 15.9, como a relação percentual entre a vazão mássica de sólidos no underflow ( $S_u$ ) e a vazão mássica de sólidos na alimentação do moinho ( $S_a$ ), ou no overflow/produção do hidrociclone ( $S_o = S_a$ ). Assim, resulta que:

$$CC = 100.S_u/S_a \%, \text{ ou } CC = 100.S_u/S_o \%. \quad \text{Eq. 15.39}$$

O controle da carga circulante em grandes circuitos de moagem, onde as vazões de sólido e de água são de difícil medição, pode ser realizado através de determinações complementares de densidades das polpas envolvidas no circuito. No caso da moagem industrial, a úmido, de minério de ferro para a pelletização, em circuito fechado com hidrociclones, essa carga circulante assume valores na faixa de 150 a 300%. Considerando-se um moinho convencional, tubular, de dimensões 17' x 34' (D x L), com alimentação de 200 t/h de sólidos, verifica-se que a carga circulante pode chegar a 600 t/h de sólidos, o que impacta os custos de energia elétrica para o bombeamento da polpa de alimentação dos hidrociclones.

Assim, pode-se desenvolver o cálculo dessa carga circulante, através da medição das densidades das polpas de overflow/produto ( $d_o$ ), de underflow ( $d_u$ ) e da entrada dos hidrociclones ( $d_h$ ).

Considerando-se o circuito de moagem da figura 15.9, em equilíbrio, pode-se escrever que as vazões em volume de polpa do overflow/produto ( $V_o$ ), do underflow ( $V_u$ ) e de alimentação dos hidrociclones ( $V_h$ ), relacionam-se com as respectivas vazões mássicas,

$M_o$ ,  $M_u$  e  $M_h$ , e com as densidades dessas mesmas polpas, respectivamente,  $d_o$ ,  $d_u$  e  $d_h$ . Assim, tem-se:

$$V_o = M_o/d_o \text{ e}$$

$V_u = M_u/d_u$ . Dividindo-se, membro a membro, estas equações, resulta:

$$V_u/V_o = M_u.d_o/(M_o.d_u) \quad \text{Eq. 15.40}$$

Por outro lado,

$$V_h = M_h/d_h = V_u + V_o \text{ e } M_h = M_u + M_o$$

Explicitando-se o variável  $V_u$ , pode-se escrever que:

$$V_u = [(M_u + M_o)/d_h] - V_o$$

Levando-se  $V_u$  na equação Eq. 15.40, resulta:

$$[(M_u + M_o)/d_h] - V_o = M_u.d_o.V_o/(M_o.d_u).$$

Simplificando, vem:

$$(M_u + M_o)/d_h = M_u.d_o.V_o/(M_o.d_u) + V_o,$$

ou,

$$(M_u + M_o)/d_h = (M_u.d_o.V_o + V_o.M_o.d_u)/(M_o.d_u),$$

ou ainda,

$$(M_u + M_o)/d_h = V_o.(M_u.d_o + M_o.d_u)/(M_o.d_u)$$

Como  $V_o = M_o/d_o$ , e substituindo-se  $V_o$  na equação acima, vem:

$$(M_u + M_o)/d_h = M_o.(M_u.d_o + M_o.d_u)/(M_o.d_u.d_o)$$

Simplificando, resulta:

$$(M_u + M_o)/d_h = (M_u.d_o + M_o.d_u)/(d_u.d_o), \text{ e}$$

$$d_u.d_o.(M_u + M_o) = d_h.(M_u.d_o + M_o.d_u), \text{ e ainda}$$

$$d_u.d_o.M_u + d_u.d_o.M_o = d_h.d_o.M_u + d_h.d_u.M_o$$

Explicitando-se as variáveis  $M_u$  e  $M_o$ , tem-se que:

$$M_u.(d_u.d_o - d_h.d_o) = M_o.(d_h.d_u - d_u.d_o) \quad \text{Eq. 15.41}$$

$\underline{Mu}$  e  $\underline{Mo}$  são as vazões em massa das polpas de underflow e overflow, respectivamente. Conforme visto neste capítulo, anteriormente, os produtos das multiplicações dos valores destas vazões pelos valores das porcentagens de sólidos das polpas correspondentes,  $\underline{su}$  e  $\underline{so}$ , fornecem as vazões mássicas de sólidos,  $\underline{Su}$  e  $\underline{So}$ , em t/h, nas polpas do underflow e overflow.

Sendo assim, pode-se escrever que:

$$Su = su.Mu/100, \text{ ou } Mu = 100.Su/su, \text{ e}$$

$$So = so.Mo/100, \text{ ou } Mo = 100.So/so$$

Levando-se as expressões de  $Mu$  e  $Mo$  acima na equação Eq. 15.41, resulta:

$$100.Su.so.(du.do - dh.do) = 100.So.(dh.du - du.do).su$$

Daqui, pode-se escrever:

$$Su/So = su.(du.dh - du.do) / [so.(do.du - do.dh)]$$

ou,

$$Su/So = su.du.(dh - do) / [so.do.(du - dh)]$$

Da equação Eq. 15.39, tem-se para expressão da carga circulante (CC %):

$$CC = 100.Su/So, \text{ ou}$$

$$Su/So = CC/100$$

Substituindo-se na equação acima, vem:

$$CC = 100. su.du.(dh - do) / [so.do.(du - dh)] \tag{Eq. 15.42}$$

Por outro lado, as porcentagens de sólidos das polpas do underflow e overflow, respectivamente,  $\underline{su}$  e  $\underline{so}$ , podem ser expressas como funções das densidades dessas polpas,  $\underline{du}$  e  $\underline{do}$ , e, também, da densidade real dos sólidos envolvidos no circuito,  $\underline{dr}$ . Isto já foi mostrado, através da equação Eq. 15.4, quando a expressão genérica era escrita como:

$$\% \text{ Sólidos de polpa} = f(dp, dr) = 100.(dp - 1).dr / [(dr - 1).dp] \%, \text{ onde:}$$

$dp$  – densidade da polpa e

$dr$  – densidade real dos sólidos.

Por analogia, escrevem-se as expressões equivalentes para as polpas de underflow e overflow do circuito de moagem:

- para a polpa de underflow -  $s_u = 100 \cdot (d_u - 1) \cdot d_r / [(d_r - 1) \cdot d_u]$ , e
- para a polpa de overflow -  $s_o = 100 \cdot (d_o - 1) \cdot d_r / [(d_r - 1) \cdot d_o]$

Levando-se  $s_u$  e  $s_o$  na expressão da carga circulante  $CC$ , equação Eq. 15.42, e simplificando, resulta:

$$CC = 100 \cdot (d_u - 1) \cdot d_r \cdot d_u \cdot (d_h - d_o) \cdot (d_r - 1) \cdot d_o / [(d_o - 1) \cdot d_r \cdot d_o \cdot (d_u - d_h) \cdot (d_r - 1) \cdot d_u]$$

Daqui, resulta a expressão genérica de cálculo da carga circulante do circuito fechado de moagem, em função apenas das densidades de polpas envolvidas no circuito:

$$CC = f(d_h, d_o, d_u) = 100 \cdot (d_u - 1) \cdot (d_h - d_o) / [(d_o - 1) \cdot (d_u - d_h)] \% \quad \text{Eq. 15.43}$$

Onde:

- $CC$  – carga circulante do circuito de moagem - %,
- $d_h$  – densidade da polpa na entrada do classificador hidrociclone,
- $d_o$  – densidade da polpa no overflow do hidrociclone,
- $d_u$  – densidade da polpa no underflow do hidrociclone.

Na verdade, esta equação genérica desenvolvida pode ser utilizada para o cálculo da carga circulante de qualquer circuito fechado de moagem em meio aquoso, haja vista que a função só depende das densidades das polpas, envolvidas no circuito de moagem.

Normalmente, a moagem do minério de ferro para pelotização é muito fina, com tamanho de corte nos hidrociclones da ordem de 44 micra (0,044 mm). Para melhorar a eficiência dos hidrociclones, trabalha-se com polpa bastante diluída na alimentação, o que implica na obtenção de uma polpa de overflow, também, com baixa densidade. É comum verificar, em circuitos industriais, densidade de polpa de overflow no entorno de 1,20. Por outro lado, os hidrociclones são calculados para se ter um underflow, ou carga circulante bem densa, sendo comum trabalhar com densidade por volta de 2,80. Essa alta densidade permite trabalhar com polpas densas no interior do moinho de bolas, obtendo-se valores maiores que 2,70; o que melhora a eficiência da moagem (produtividade e consumos específicos de energia e corpos moedores).

Nesse contexto, visando fazer algumas simulações para um circuito fechado de moagem de minério de ferro, tomou-se a equação da carga circulante, expressa pela equação Eq. 15.43, e consideraram-se as seguintes premissas:

- Fixou-se a densidade do underflow em  $d_u = 2,80$ ;
- A densidade do overflow foi considerada em três níveis;  $d_o = 1,18$ ;  $1,20$  e  $1,22$ ;
- Foram construídas três curvas, Carga Circulante versus Densidade da polpa de alimentação dos hidrociclones,  $CC = f(d_h)$ , considerando-se as premissas anteriores.

Nestas condições, surgem as seguintes equações,  $CC = f(d_h)$ , levando-se os valores estipulados de  $d_u$  e  $d_o$ , na equação da carga circulante:

- Para  $d_o = 1,18$  –  $CC = 1000.(d_h - 1,18)/(2,8 - d_h)$ ,
- Para  $d_o = 1,20$  –  $CC = 900.(d_h - 1,2)/(2,8 - d_h)$ ,
- Para  $d_o = 1,22$  –  $CC = 818.(d_h - 1,22)/(2,8 - d_h)$ .

A figura 15.10 seguinte mostra as configurações das curvas representativas destas três equações.

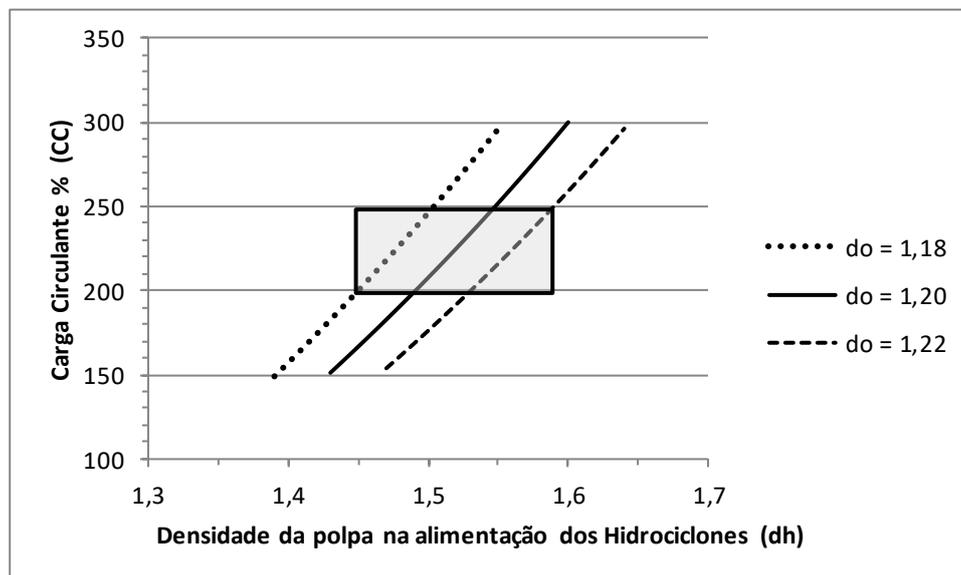


Figura 15.10 – Carga circulante do circuito de moagem, em função da densidade da polpa de alimentação dos hidrociclones, para três níveis de densidade da polpa do overflow.

É evidente que essas simulações só valem para as condições enunciadas nas premissas, que consideraram valores típicos de circuitos fechados de moagem fina de minério de ferro.

Na figura, há indicada uma área sombreada, característica de operações com cargas circulantes na faixa de 200 a 250%. Para esta situação, a faixa de variação da densidade de alimentação dos hidrociclones ( $dh$ ) seria de 1,45 a 1,60.

Os hidrociclones de um circuito de moagem fina de minério de ferro devem ser muito bem calculados de forma a se ter boa eficiência no corte dos tamanhos das partículas minerais e, também, adequada partição da água para que a densidade de overflow fique muito baixa e a do underflow muito alta, conforme relatado, anteriormente.

Com a equação genérica da carga circulante, Eq. 15.43, outras premissas podem ser consideradas e novas curvas geradas.

#### d.2 - Carga Circulante de circuito fechado de moagem em função de granulometria. <sup>(1)</sup>

Em certos circuitos de moagem fina de minério de ferro, fechado com hidrociclones, (figura 15.9), não há dispositivo de amostragem da polpa de alimentação desses hidrociclones (ponto EH). Assim, não é possível medir a densidade da polpa correspondente,  $dh$ , impossibilitando o cálculo da carga circulante,  $CC = f(dh, do, du)$ . Também, não há sistema automatizado para a medição on-line dessa densidade.

Nesses casos, há uma alternativa para se determinar a carga circulante, baseando-se na *granulometria* dos sólidos da *descarga do moinho, do overflow e do underflow*, situação em que *não se envolve a polpa de alimentação dos hidrociclones* e, sim, amostragem direta da polpa de descarga do moinho. Esse método não é muito preciso, devido a aspectos ligados à finura do material moído e ao fator forma das partículas minerais. Assim, há dificuldade em se determinar a granulometria dos minerais moídos com precisão, de forma que os cálculos fornecem uma ordem de grandeza da carga circulante.

É importante ressaltar que esta metodologia pode, também, ser aplicada a circuitos fechados de moagem a seco de minérios, em geral.

Para o desenvolvimento do cálculo da carga circulante de um circuito fechado de moagem, seja considerado o diagrama da figura 15.11 seguinte. Aí, foi destacada a região do classificador hidrociclone, abrangendo, também, a descarga do moinho. Ademais, seja considerado um tamanho "X", de referência, para se determinar a % passante dos sólidos da *descarga do moinho, do overflow e do underflow*. Essa determinação granulométrica é feita em laboratório, utilizando-se uma peneira com abertura de malha igual a "X".

Constata-se, facilmente, que em termos dos sólidos moídos, a vazão mássica e a granulometria do material, na descarga do moinho, permanecem inalteradas na entrada do hidrociclone.

Sejam, então, consideradas as seguintes variáveis, indicadas no diagrama da figura 15.11:

- $S_d$  – vazão mássica de sólidos na descarga do moinho – t/h,
- $P_d$  – percentual de material da descarga do moinho, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %,
  
- $S_h$  =  $S_d$  – vazão mássica de sólidos na alimentação do hidrociclone – t/h,
- $P_h$  =  $P_d$  – percentual de material da entrada do hidrociclone, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %,
  
- $S_u$  – vazão mássica de sólidos no underflow ou na carga circulante – t/h,
- $P_u$  – percentual de material do underflow, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %,
  
- $S_o$  – vazão mássica de sólidos no overflow/produção do circuito – t/h,
- $P_o$  – percentual de material do overflow, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %.

Feitas estas considerações, podem ser escritas algumas equações que regem o balanço de massas do circuito moinho-classificador, no tocante ao percentual de material passante na malha de abertura X:

Balanço de massas dos sólidos do circuito -  $S_h = S_o + S_u$ , e

Balanço de massas do percentual passante na malha X -  $S_h.P_h = S_o.P_o + S_u.P_u$ .

Mas, como os sólidos moídos apresentam as mesmas características na descarga do moinho e na entrada do hidrociclone, são verdadeiras as seguintes expressões:

$S_h = S_d$  e  $S_h.P_h = S_d.P_d$ .

Substituindo-se  $S_h$  e  $S_h.P_h$  nas equações acima, resultam as seguintes relações:

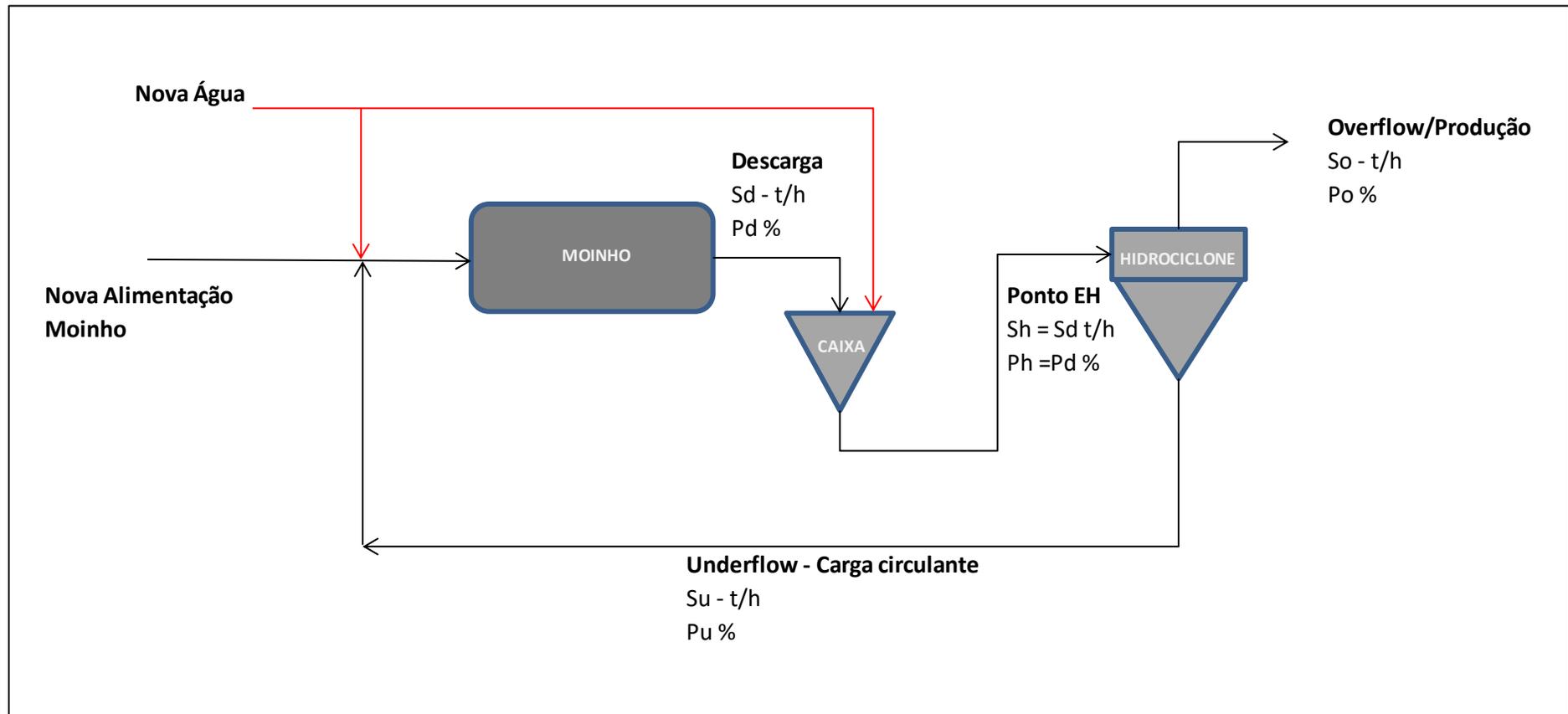


Figura 15.11 – Diagrama genérico de um circuito de moagem a úmido, fechado com classificador, destacando-se a região do hidrociclone.

$$S_d = S_o + S_u, e$$

$$S_d.P_d = S_o.P_o + S_u.P_u.$$

Substituindo-se o valor de  $S_d = S_o + S_u$ , na equação acima, resulta:

$$(S_o + S_u).P_d = S_o.P_o + S_u.P_u, \text{ ou}$$

$$S_o.P_d + S_u.P_d = S_o.P_o + S_u.P_u$$

Reordenando e simplificando, vem:

$$S_u/S_o = (P_o - P_d)/(P_d - P_u) \quad \text{Eq. 15.44}$$

Da equação Eq. 15.39, tem-se para expressão da carga circulante (CC %):

$$CC = 100.S_u/S_o, \text{ ou}$$

$$S_u/S_o = CC/100$$

Substituindo-se em Eq. 15.44, vem:

$CC = 100.(P_o - P_d)/(P_d - P_u) \%$ , ou, finalmente, tem-se a expressão da *carga circulante*, indicada a seguir.

$$CC = f(\underline{P_d}, P_o, P_u) = 100.(P_o - P_d) / (P_d - P_u) \% \quad \text{Eq. 15.45}$$

Como  $P_d = P_h$ , para a configuração mostrada na figura 15.11, pode-se escrever também que:

$$CC = f(\underline{P_h}, P_o, P_u) = 100.(P_o - P_h) / (P_h - P_u) \% \quad \text{Eq.' 15.45}$$

Onde:

- CC – carga circulante do circuito de moagem - %,
- $P_d$  – percentual de material da descarga do moinho, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %,
- $P_o$  – percentual de material do overflow, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %,

- Pu – percentual de material do underflow, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %,
- Ph - percentual de material da alimentação dos hidrociclones, passante na peneira com abertura de malha igual a X - %.

Através deste desenvolvimento, constata-se que esta equação pode ser utilizada para qualquer tipo de classificador (aerociclones, hidrociclones, peneira, etc.), em circuitos a úmido e a seco.

### d.3 - Eficiência de hidrociclones.<sup>(1)</sup>

Em operações unitárias envolvendo classificadores de tamanho das partículas, a seco ou a úmido, é importante, para o controle do processo, determinar a sua eficiência.

Assim, peneiras, hidrociclones, aerociclones, etc. devem ser monitorados quanto a esse parâmetro, pois ineficiências na operação de classificadores podem gerar custos adicionais, não previstos no planejamento e no orçamento da unidade industrial.

Quando uma *bateria de hidrociclones* é instalada num *circuito fechado de moagem* de minério de ferro, conforme mostra a figura 15.12, tem como objetivo executar um corte de tamanho “ Y “ no minério moído, enviando as partículas maiores que Y de volta para o moinho (via underflow/carga circulante). Por sua vez, as menores que Y são direcionadas para o overflow/produção do circuito. Dessa maneira, as partículas grosseiras são remoídas até que atinjam o tamanho desejado. As finas vão direto para o fluxo de produção, evitando-se a sobre moagem.

Conceitualmente, a situação ideal de um classificador seria aquela em que o corte de tamanho “ Y “ se processaria tão perfeito que 100% das *partículas finas* (menores que Y) iriam para o *overflow* e, por sua vez, 100% das *partículas grossas* (maiores que Y) seriam direcionadas para o *underflow*. Nessa situação, a eficiência do classificador seria máxima e igual a 100%.

Para o desenvolvimento da expressão genérica de cálculo da eficiência de um classificador, sejam consideradas as seguintes variáveis, indicadas na figura 15.12:

- Y – tamanho de corte projetado para o classificador – abertura da malha de uma peneira de referência, considerada no projeto de corte do classificador,
- E – eficiência global do classificador - %,
- Ef – eficiência de finos, ou para separação de partículas finas,
- Eg – eficiência de grossos, ou para separação de partículas grossas,

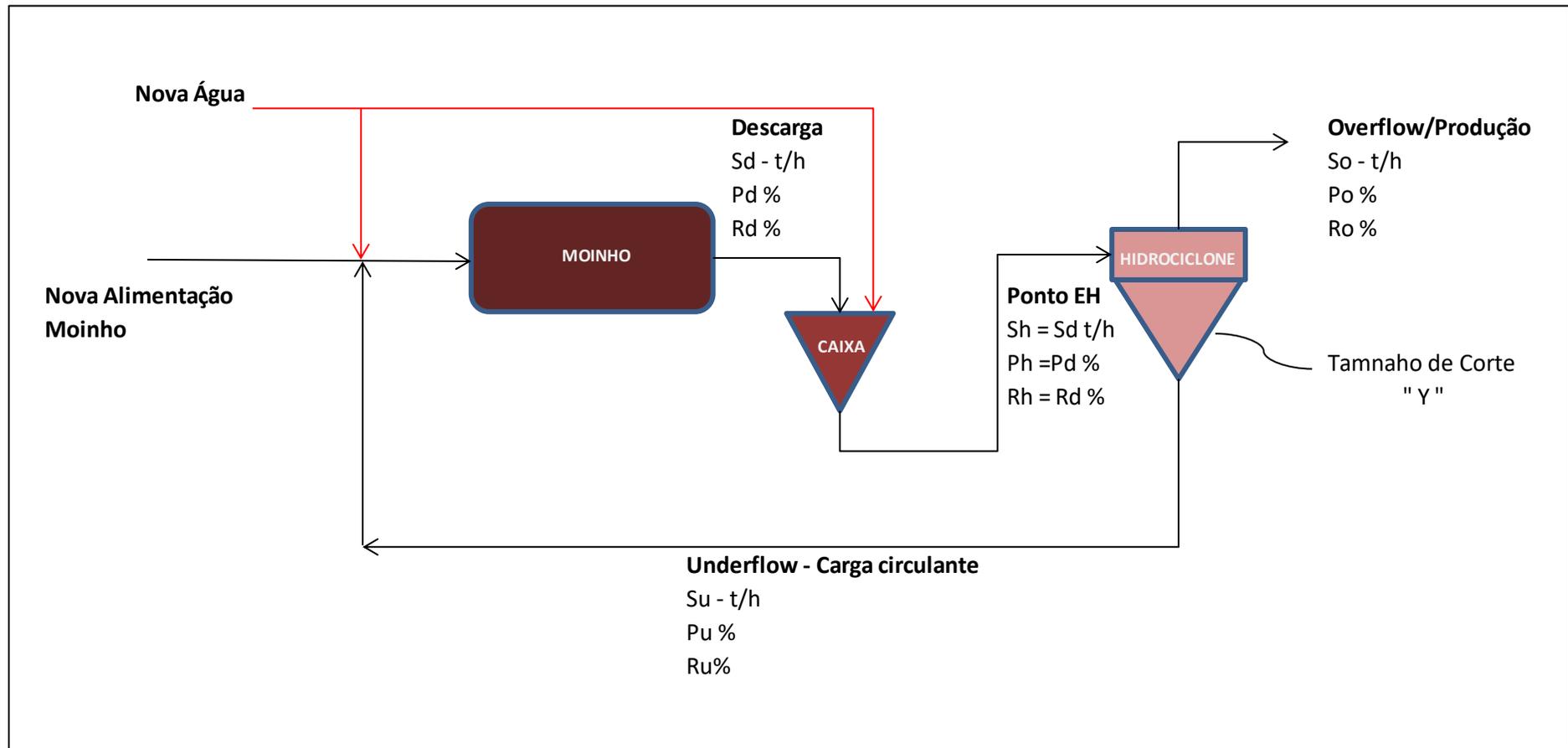


Figura 15.12 – Diagrama genérico de um circuito de moagem a úmido, fechado com hidrociclone e tamanho de corte "Y".

- $S_d$  – vazão mássica de sólidos na descarga do moinho – t/h,
- $P_d$  – percentual de material da descarga do moinho, passante na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %,
- $R_d$  – percentual de material da descarga do moinho, retido na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %,
  
- $S_h$  =  $S_d$  – vazão mássica de sólidos na alimentação do hidrociclone – t/h,
- $P_h$  =  $P_d$  – percentual de material da entrada do hidrociclone, passante na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %,
- $R_h$  =  $R_d$  – percentual de material da entrada do hidrociclone, retido na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %,
  
- $S_u$  – vazão mássica de sólidos no underflow ou na carga circulante – t/h,
- $P_u$  – percentual de material do underflow, passante na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %,
- $R_u$  – percentual de material do underflow, retido na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %,
  
- $S_o$  – vazão mássica de sólidos no overflow/produção do circuito – t/h,
- $P_o$  – percentual de material do overflow, passante na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %,
- $R_o$  – percentual de material do overflow, retido na peneira com abertura de malha igual a  $Y$  - %.

De acordo com os conceitos enunciados, poderia ser dito que: <sup>(1)</sup>

A Eficiência de finos ( $E_f$ ) seria igual à relação fracional entre a vazão mássica de partículas finas, menores que o tamanho  $Y$ , no overflow do classificador (t/h) e a vazão mássica dessas partículas finas na alimentação do hidrociclone (t/h);

A Eficiência de grossos ( $E_g$ ), por sua vez, seria igual à relação fracional entre a vazão mássica de partículas grossas, maiores que o tamanho  $Y$ , no underflow do classificador (t/h) e a vazão mássica dessas partículas grossas na alimentação do hidrociclone (t/h);

A Eficiência Global ( $E$ ) poderia ser entendida como o produto das eficiências de finos e de grossos, expresso em termos percentuais (%).

Posto isto, poderiam ser escritas as seguintes expressões matemáticas, envolvendo as variáveis definidas anteriormente:

$$E_f = P_o.S_o/P_h.S_h, \quad \text{Eq. 15.46}$$

$$E_g = R_u.S_u/R_h.S_h, \text{ e} \quad \text{Eq. 15.47}$$

$$E = 100.E_f.E_g \% \quad \text{Eq. 15.48}$$

Por outro lado, os balanços de massas de finos e de grossos do classificador indicam que:

Balanço para finos – partículas menores que Y.

$$S_h = S_o + S_u, \text{ ou}$$

$$S_u = S_h - S_o, \text{ e}$$

$$P_h.S_h = P_o.S_o + P_u.S_u$$

Trazendo-se a expressão de  $S_u$  para esta última equação, resulta:

$$P_h.S_h = P_o.S_o + P_u.(S_h - S_o)$$

Simplificando:

$$(P_h - P_u).S_h = (P_o - P_u).S_o, \text{ ou}$$

$$S_o/S_h = (P_h - P_u)/(P_o - P_u)$$

Levando-se a expressão de  $S_o/S_h$  na equação Eq. 15.46, vem:

$$E_f = P_o.S_o/P_h.S_h = P_o.(P_h - P_u)/[P_h.(P_o - P_u)]$$

Daí,

$$E_f = f(P_h, P_o, P_u) = P_o.(P_h - P_u) / [P_h.(P_o - P_u)] \quad \text{Eq. 15.49}$$

Balanço para grossos – partículas maiores que Y.

Analogamente como feito para os finos, pode-se escrever que:

$$S_h = S_o + S_u, \text{ ou}$$

$$S_o = S_h - S_u, \text{ e}$$

$$R_h.S_h = R_o.S_o + R_u.S_u$$

Trazendo-se a expressão de  $S_o$  para esta última equação, resulta:

$$R_h.S_h = R_o.(S_h - S_u) + R_u.S_u$$

Simplificando:

$$S_u/S_h = (R_h - R_o)/(R_u - R_o)$$

Levando-se a expressão de  $S_u/S_h$  na equação Eq. 15.47, vem:

$$E_g = R_u.S_u/R_h.S_h = R_u.(R_h - R_o) / [R_h.(R_u - R_o)]. \text{ Daí,}$$

$$E_g = f(R_h, R_o, R_u) = R_u.(R_h - R_o) / [R_h.(R_u - R_o)]$$

Porém, em um mesmo ponto do circuito, os percentuais de material passante e retido (P e R) na mesma malha de tamanho Y são complementares em 100%. Daí, pode-se escrever que:

- na entrada do hidrociclone:  $R_h = 100 - P_h \%$ ,
- no overflow:  $R_o = 100 - P_o \%$  e
- no Underflow:  $R_u = 100 - P_u \%$ .

Substituindo-se  $R_h$ ,  $R_o$  e  $R_u$  na equação de  $E_g$ , acima, resulta:

$$E_g = (100 - P_u).(P_o - P_h) / [(100 - P_h).(P_o - P_u)].$$

Então, obtém-se a expressão da Eficiência de grossos, em função de  $P_h$ ,  $P_o$  e  $P_u$ :

$$E_g = f(P_h, P_o, P_u) = (100 - P_u).(P_o - P_h) / [(100 - P_h).(P_o - P_u)] \quad \text{Eq. 15.50}$$

Levando-se as expressões de  $E_f$  e  $E_g$  das equações Eq. 15.49 e 15.50 à equação de  $E$ , Eq. 15.48, obtém-se a equação geral da eficiência do classificador:

$$E = 100.E_f.E_g = 100.P_o.(100 - P_u).(P_o - P_h).(P_h - P_u) / [P_h.(100 - P_h).(P_o - P_u).(P_o - P_u)]$$

Ou seja, advém a função  $E = f(P_h, P_o \text{ e } P_u)$ , expressa por:

$$E = 100.P_o.(100 - P_u).(P_o - P_h).(P_h - P_u) / [P_h.(100 - P_h).(P_o - P_u)^2] \% \quad \text{Eq. 15.51}$$

Onde:

- E – eficiência global do classificador - %,
- $P_h = P_d$  – percentual de material da entrada do hidrociclone, passante na peneira com abertura de malha igual a Y - %,

- Pu – percentual de material do underflow, passante na peneira com abertura de malha igual a Y - %,
- Po – percentual de material do overflow, passante na peneira com abertura de malha igual a Y - %.

Assim, a eficiência de um classificador pode ser calculada, através de simples determinações das granulometrias dos materiais de alimentação, overflow e underflow do equipamento. Para tal, há a necessidade de se coletarem amostras nesses três pontos do circuito. Por vezes, a amostragem no fluxo de entrada do classificador é difícil, ou mesmo de representatividade duvidosa. Nesse caso, se o classificador insere-se num circuito do tipo da figura 15.12, em que não há modificação da granulometria do material, entre a descarga do moinho e o classificador, o material coletado na descarga do moinho representa aquele da entrada do classificador. E nessa condição, pode se escrever que:

$P_d = P_h$ . Substituindo-se na equação Eq. 15.51, obtém-se a equação alternativa da eficiência do classificador, em função de  $P_d$ ,  $E = f(P_d, P_o, P_u)$ :

$$E = 100.P_o.(100 - P_u).(P_o - P_d).(P_d - P_u) / [P_d.(100 - P_d).(P_o - P_u)^2] \% \quad \text{Eq.' 15.51}$$

Onde:

- E – eficiência global do classificador - %,
- $P_d = P_h$  – percentual de material da descarga do moinho, passante na peneira com abertura de malha igual a Y - %,
- Pu – percentual de material do underflow, passante na peneira com abertura de malha igual a Y - %,
- Po – percentual de material do overflow, passante na peneira com abertura de malha igual a Y - %.

É importante ressaltar que estas equações, Eq. 15.51 e Eq.' 15.51, podem ser utilizadas para qualquer tipo de classificador, operando a úmido ou a seco, incluindo-se as peneiras, em que, nestas últimas, se deve proceder a um ajuste dos parâmetros das equações, de acordo com os conceitos de oversize  $\Xi$  underflow (fração grossa) e undersize  $\Xi$  overflow (fração fina). Também, ressalte-se que esta eficiência independe do tipo de material submetido à classificação.

A eficiência de classificadores do tipo ciclones, hidrociclones e aerociclones, é relativamente baixa, devido aos princípios físicos que regem a separação das partículas finas e grossas (força centrípeta, movimento de sólidos em fluxos turbulentos de fluidos líquidos e gasosos, variação da viscosidade dos fluxos, fator forma das partículas minerais, etc.). Verifica-se, sempre, um arraste de partículas grossas para o overflow e de partículas finas para o underflow, o que abaixa a eficiência desse tipo de equipamento classificador. Na prática industrial, ciclones eficientes têm esse índice na faixa de 50 a 60%. Apesar disso, os classificadores deste tipo são amplamente empregados na indústria, haja vista os seguintes fatores:

- Baixos custos de capital e operacional,
- Facilidade de manutenção,
- Alta capacidade de processamento, em equipamentos de dimensões reduzidas,
- Facilidade de ajuste do tamanho de corte (modificação de opex, vortex, etc),
- Etc.

Tomando-se as equações Eq. 15.45, Eq. 15.51, poderiam ser feitas simulações para um circuito fechado de moagem de minério de ferro, analisando-se, simultaneamente, os parâmetros relativos à carga circulante do circuito e à eficiência do classificador (normalmente hidrociclone, se moagem a úmido ou aerociclones, se a seco). Para tal, sejam adotadas as seguintes premissas:

- Circuito de moagem com a configuração da figura 15.11,
- Y = 44 micra (abertura da peneira de 325 meshes da série Tyler) – tamanho de corte projetado para o classificador,
- Ph = Pd = 50% (constante)– percentual de material da alimentação do hidrociclone (Ph), ou da descarga do moinho (Pd), passante na peneira com abertura de malha igual a 44 micra,
- Pu = 25, 30, 35 e 40%, percentual de material do underflow, passante na peneira com abertura de malha igual a 44 micra.

Considerando-se as premissas e as equações citadas, podem ser desenvolvidas as seguintes expressões para cálculos da carga circulante do circuito fechado de moagem, CC, e da Eficiência do classificador, E.

### Carga Circulante (Eq. 15.45)

Equação geral -  $CC = 100.(Po - Ph) / (Ph - Pu) \%$

Como  $Ph = 50\%$ , constante,  $CC = 100.(Po - 50) / (50 - Pu)$

Para os três níveis de  $Pu$ , 25, 30 e 35%, resultam as seguintes equações:

- $Pu = 25\% - CC_{25} = 4,0.(Po - 50),$  Eq. 15.52
- $Pu = 30\% - CC_{30} = 5,0.(Po - 50),$  Eq. 15.53
- $Pu = 35\% - CC_{35} = 6,7.(Po - 50),$  Eq. 15.54
- $Pu = 40\% - CC_{40} = 10,0.(Po - 50).$  Eq. 15.55

### Eficiência do Classificador (Eq. 15.51)

Equação geral:  $E = 100.Po.(100 - Pu).(Po - Ph).(Ph - Pu) / [Ph.(100 - Ph).(Po - Pu)^2] \%$

Como  $Ph = 50\%$ , constante,  $E = 0,04.Po.(100 - Pu).(Po - 50).(50 - Pu)/(Po - Pu)^2$

Para os três níveis de  $Pu$ , 25, 30 e 35%, resultam as seguintes equações:

- $Pu = 25\% - E_{25} = 75.Po.(Po - 50)/(Po - 25)^2,$  Eq. 15.56
- $Pu = 30\% - E_{30} = 56.Po.(Po - 50)/(Po - 30)^2,$  Eq. 15.57
- $Pu = 35\% - E_{35} = 39.Po.(Po - 50)/(Po - 35)^2,$  Eq. 15.58
- $Pu = 40\% - E_{40} = 24.Po.(Po - 50)/(Po - 40)^2.$  Eq. 15.59

Utilizando-se as equações Eq. 15. 52 a 15.59, foram construídas as curvas das figuras 15.13 e 15.14, seguintes. A análise desses dados permite que se façam os seguintes comentários, tendo-se em mente as premissas estabelecidas:

- A moagem fina industrial do minério de ferro para a pelotização, normalmente, é projetada para se obter um overflow (produto), com percentual passante na malha de 44 micra na faixa de 85 a 95%. Embora nenhuma dessas funções estudadas dependa desta abertura de malha, ou do tamanho de corte do classificador, fez-se referência a este tamanho apenas para se estabelecer um paralelo com a prática industrial.
- Na figura 15.13, verifica-se que o afinamento do overflow (produto) sempre cresce com o aumento da carga circulante do circuito de moagem. A área sombreada da figura indica o campo correspondente a overflow com percentagem passante em 44 micra na faixa de 85 a 95% e carga circulante de 150 a 300%. Vê-se que a curva para underflow com percentual passante em 44 micra igual a 40% não atende à área delimitada.

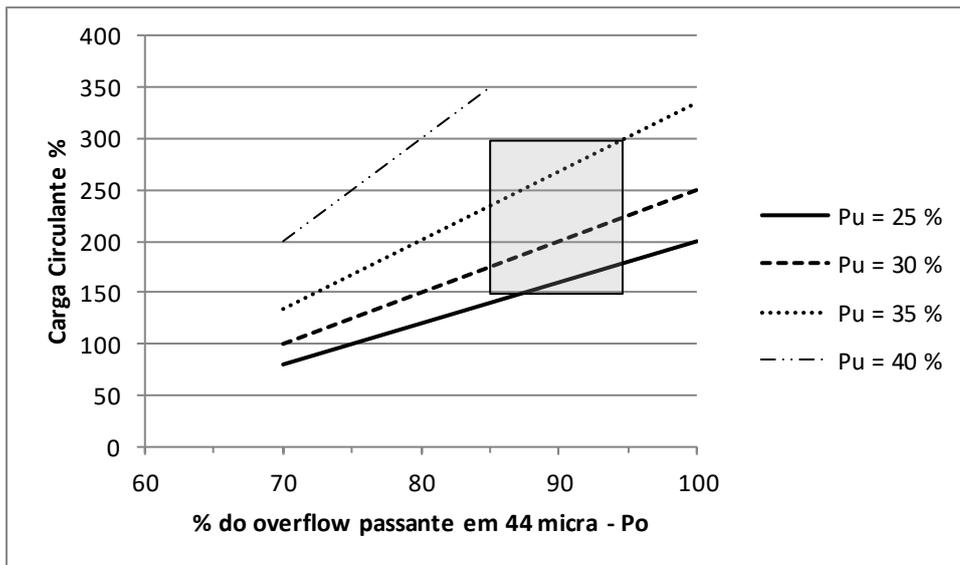


Figura 15.13 – Carga circulante do circuito fechado de moagem fina de minério de ferro, em função do percentual do overflow passante em 44 micra, ( $P_h =$  constante = 50%, e  $P_u$  variando na faixa de 25 a 40%).

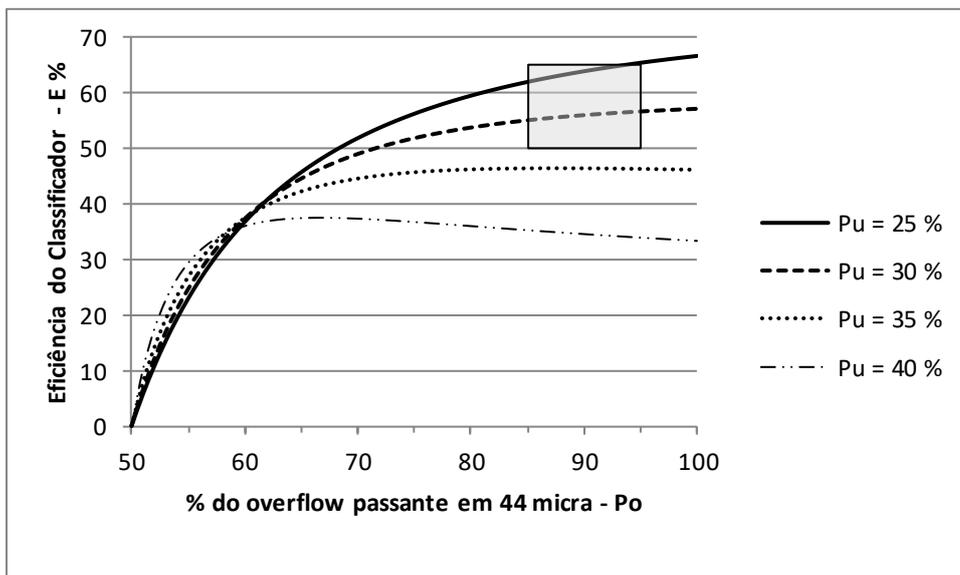


Figura 15.14 – Eficiência de hidrociclones em circuito fechado de moagem fina de minério de ferro, em função do percentual do overflow passante em 44 micra, ( $P_h =$  constante = 50%, e  $P_u$  variando na faixa de 25 a 40%).

- Na figura 15.14, estão representadas as curvas da eficiência do classificador, em função do percentual do overflow passante em 44 micra. A área sombreada na figura indica o campo correspondente a overflow com percentagem

passante em 44 micra na faixa de 85 a 95% e eficiência do classificador na faixa de 50 a 65%. Aqui, verifica-se que as curvas para underflow, com percentual passante em 44 micra igual a 35 e 40%, não atendem à área delimitada.

- Análises combinadas de diferentes premissas e simulações podem contribuir para a melhoria de processos industriais de moagem de minério de ferro.

### ASPECTOS RELATIVOS AO INCHAMENTO E À DESINTEGRAÇÃO DAS PELOTAS QUEIMADAS <sup>( 1, 11, 23, 24, 25 )</sup>

As pelotas de minério de ferro, tanto originárias de minério hematítico, quanto de magnetítico, apresentam como fase principal a hematita, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, ao final da queima no forno de pelletização. Para a obtenção do ferro, conforme relatado no capítulo 3, esse minério é submetido a um processamento de redução nos reatores siderúrgicos, em ambientes a altas temperaturas, contendo redutores sólidos e gasosos, C, CO e H<sub>2</sub>.

A redução da hematita dá-se por etapas, quando os átomos de oxigênio vão sendo eliminados das fases minerais, paulatinamente, e o ferro liberado para o sistema produtivo. Tomando-se a redução pelo gás CO, apenas como exemplo, o modelo de redução seria o seguinte:



As etapas do processo são regidas pelas seguintes reações químicas:



Por outro lado, as fases sólidas envolvidas nestas reações de redução são cristalinas e apresentam estruturas bem conhecidas e, ainda, bastante estudadas. <sup>( 23, 24, 25 )</sup> Genericamente, sem guardar proporções e ou dimensões com a realidade estrutural, a figura 16.1 mostra exemplos de células unitárias dos cristais dessas fases, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>, FeO e Fe. Aí, são mostrados, também, alguns dados característicos dessas fases cristalinas.

Os desenhos esquemáticos das células são apenas ilustrativos, para mostrar o posicionamento possível e o arranjo dos átomos de ferro e oxigênio em vértices, faces e interior das células. Neste particular, há de se mencionar que o átomo de ferro é bem maior que o de oxigênio, e que cálculos estruturais mostram que estas dimensões

são, respectivamente,  $156 \times 10^{-12} \text{ m}$  e  $48 \times 10^{-12} \text{ m}$ , ou 156 pm e 48 pm (picômetro). Com dimensões tão diferentes, esses átomos ordenam-se, para cada fase, obedecendo-se a proporção atômica das respectivas fórmulas químicas.

Na figura 16.1, podem ser vistas as diferentes classes dos cristais, saindo da configuração hexagonal compacta da hematita, evoluindo para as cúbicas de face centrada da magnetita e wustita, e finalizando na cúbica de corpo centrado do ferro no estado sólido. Assim, à medida que a redução avança, há essa sequência de mudanças cristalinas, com grandes movimentações e reposicionamentos dos átomos de ferro e oxigênio. E, no caso do oxigênio, paulatinamente, os átomos vão sendo liberados pela reação com o gás redutor CO, havendo uma concentração dos átomos de ferro. Além dessas mudanças, verifica-se, também, que as células unitárias têm volumes muito diferentes. Partindo da célula unitária da hematita, há uma grande expansão de volume (+95%) na passagem para a fase magnetítica e, daí, grandes contrações nas passagens para a Wustita (-74 %) e ferro (-92%).

Evolução da Redução <span style="float: right;">&gt;-----&gt;-----&gt;-----&gt;</span>				
Células Unitárias				
FASE	Hematita	Magnetita	Wustita	Ferro
Fórmula	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	FeO	Fe
Sistema	Trigonal	Isométrico	Isométrico	Isométrico
Classe	Hexagonal compacto	Cúbico de face centrada	Cúbico de face centrada	Cúbico de corpo centrado
Volume célula unitária (Å <sup>3</sup> )	303 (Referência)	592 (+ 95 %)	80 (- 74 %)	24 (- 92 %)
Massa específica (g/cm <sup>3</sup> )	5,26	5,18	5,70	7,87

Figura 16.1 <sup>( 23, 24 )</sup> – Evolução estrutural das fases sólidas, durante a redução da hematita a ferro, destacando-se as diferenças nos volumes das células unitárias, em angstrom cúbico, Å<sup>3</sup>, (1 Å = 10<sup>-10</sup> m) .

Segundo muitos autores e estudiosos do tema redução da hematita ( 11, 25 ), essas mudanças estruturais explicam os fenômenos de inchamento e desintegração a baixa temperatura que ocorrem, quando os minérios de ferro e os aglomerados são reduzidos nos reatores siderúrgicos. A evasão de átomos de oxigênio do sistema cristalino e o reposicionamento atômico contínuo nas células unitárias de diferentes tamanhos, durante a redução, causam muitas tensões internas nas fases sólidas remanescentes, criando fraturas nos cristais e porosidade nos grãos. O conjunto de tensões, fraturas, lacunas e poros microscópicos levam a estrutura sólida a um volume aparente de maior dimensão que o estado inicial de hematita compacta (inchamento). Da mesma forma, parcelas da estrutura podem se romper, gerando fragmentos e caracterizando o fenômeno da desintegração. Isso ocorre, não apenas, mas principalmente, na primeira etapa do processo de redução, passagem de hematita para magnetita, quando ocorre a grande expansão de volume das células unitárias (+95%, na passagem de hexagonal compacto para cúbico de face centrada).

É importante destacar que, nesse processo de redução, há um crescimento desse volume aparente, (vide capítulo 11), a despeito de que, continuamente, haja uma redução da massa das diferentes fases e, conseqüentemente, uma redução contínua do volume real das fases sólidas, até se atingir o metal final ferro (Fe).

Tabela 16.1 – Evolução estrutural das fases sólidas, durante a redução da hematita a ferro metálico, destacando-se os diferentes parâmetros dimensionais.

Evolução da Redução	>----->----->----->			
	HEMATITA Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MAGNETITA Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	WUSTITA FeO	FERRO Fe
Grau de Redução (%)	0	10	33	100
Evolução da massa sólida, na redução de 1 mol Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (g)	160	155	144	112
Perda de peso de oxigênio (g)	0	5	16	48
Densidade real	5,26	5,18	5,70	7,87
Volume real (cm <sup>3</sup> )	30 (Referência)	30 (0%)	25 (- 17%)	14 (- 53%)
Volume da célula unitária (Å <sup>3</sup> )	303 (Referência)	592 (+ 95%)	80 (- 74%)	24 (- 92%)
No. Células Unitárias	9,9 E+22 (Referência)	5,1 E+22 (- 48%)	31,2 E+22 (+ 215%)	58,3 E+22 (+ 489%)

Essa porosidade estrutural, participante do volume aparente expandido, é evidenciada na prática industrial, em plantas de redução direta, onde todo o processo de redução hematita-ferro se dá no estado sólido. Aí, o produto ferro metálico obtido é bastante poroso, apresentando baixa densidade aparente, contrastando com a densidade real do ferro, que é igual a 7,87, (porosidade nula). O produto da redução direta mostra-se tão poroso que, no passado, era designado por ferro esponja.

Utilizando-se dos conceitos de físico-química do estado sólido e de redução da hematita, foi construída a tabela 16.1, mostrando alguns dados que facilitam o entendimento dos fatos, acima relatados. Destaque-se a evolução do volume real de material sólido, gerado no processo de redução, partindo-se de “1 mol” de  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , ou 160 g de hematita. Analisando-se, também, os dados referentes à evolução do número de células unitárias, pode-se imaginar quão intensos são a movimentação dos átomos de ferro e oxigênio e os rearranjos estruturais.

### REDUTIBILIDADE DE MINÉRIOS DE FERRO E AGLOMERADOS <sup>(1)</sup>

A redução de minérios de ferro e seus aglomerados é um dos temas mais importantes da siderurgia. Conforme visto anteriormente, nos capítulos 3 e 16, a redução dos óxidos de ferro dá-se em etapas, pela reação com alguns redutores, normalmente, C, CO e H<sub>2</sub>. As reações de redução ocorrem no interior dos altos-fornos e reatores de redução direta, produtores de *ferro primário*, a partir dos óxidos de ferro. Essas reações de redução dependem de vários fatores. As características estruturais dos minérios e aglomerados, dependentes da gênese e de outros aspectos geológicos, impactam sobremaneira a velocidades das reações de redução e, por conseguinte, a produtividade dos reatores siderúrgicos.

Conceitualmente, considerando-se um processo dessa natureza em andamento, o grau de redução do óxido de ferro envolvido na reação de redução, num instante t qualquer, é definido como a relação fracional entre a massa de oxigênio eliminado, até esse instante, e a massa inicial de oxigênio, contida no óxido de ferro considerado. A expressão matemática deste conceito é dada por:

$$R = (O_i - O)/O_i$$

Expressando em percentagem, vem:

$$R = 100.(O_i - O)/O_i \quad \% \qquad \text{Eq. 17.1}$$

Onde:

R – grau de redução do óxido de ferro, no instante t do processo de redução;

O<sub>i</sub> – massa de oxigênio do óxido de ferro, no instante inicial do processo de redução;

O – massa de oxigênio do óxido de ferro, no instante t;

(O<sub>i</sub> – O) - representa a perda de massa do óxido de ferro, ou o mesmo que a perda de massa de oxigênio do óxido submetido ao processo de redução, até o instante t.

A velocidade das reações de redução dos óxidos de ferro, que, em outras palavras, caracteriza a velocidade com que o oxigênio é eliminado, ou o ferro produzido, é uma das variáveis mais importantes envolvidas nos processos de redução.

O estudo da cinética das reações de redução dos óxidos de ferro mostra que a velocidade de reação entre o oxigênio do óxido e o redutor (C, CO, H<sub>2</sub>) é de primeira ordem, ou seja, é proporcional à massa de oxigênio presente, remanescente no óxido reagente. Assim, a velocidade de remoção de oxigênio do óxido é dada pela seguinte equação diferencial:

$$dO/dt = - k.O \quad \text{Eq. 17.2}$$

Sendo:

$dO/dt$  – velocidade de remoção do oxigênio, no instante  $t$ ,

$K$  – constante cinética (depende do minério de ferro e de outros fatores),

$O$  – massa de oxigênio, remanescente no óxido de ferro, no instante  $t$ .

Como o grau de redução é função da massa de oxigênio,  $R = f(O)$ , conforme mostrado na equação Eq. 17.1, pode-se escrever que:

$$R = 100.(O_i - O)/O_i, \text{ ou}$$

$$O = (100 - R).O_i/100 \quad \text{Eq. 17.3}$$

Diferenciando esta equação, em relação às variáveis  $O$  e  $R$ , vem:

$$dO = - (O_i/100).dR \quad \text{Eq. 17.4}$$

Substituindo-se as expressões de  $O$  e  $dO$  de Eq. 16.3 e 16.4, na equação Eq. 17.2, obtém-se a equação diferencial transformada em  $R$ :

$$- (O_i/100).dR = - k. [(100 - R).O_i/100].dt$$

Simplificando, resulta a expressão da velocidade de redução, ou reducibilidade:

$$dR/dt = k.(100-R) \quad \text{Eq. 17.5}$$

Onde,

$dR/dt$  – reducibilidade, ou velocidade de redução, do óxido de ferro, no instante  $t$ ,

$k$  = constante cinética,

$R$  = grau de redução do óxido de ferro, no instante  $t$ .

A reducibilidade dos óxidos de ferro é decrescente com o tempo de reação. Ou seja, à medida que o grau de redução ( $R$ ) aumenta, a velocidade da reação diminui, como mostra a equação Eq. 17.5. Devido a este fato, para se fazer a comparação de diferentes tipos de minério de ferro, foram padronizados ensaios de laboratório pela ISO, visando à medição do grau de redução ( $R$ ) com tempo de teste fixo.

No caso da reducibilidade, ( $dR/dt$ ), como ela é variável ao longo do teste de redução, foi padronizado determina-la em dois momentos do teste de laboratório:

- $(dR/dt)_{40}$  – no instante  $t_{40}$ , em que o grau de redução ( $R$ ) atinge o valor igual a 40%, na fase inicial da redução wustita a ferro, e
- $(dR/dt)_{80}$  – no instante  $t_{80}$ , quando o grau de redução ( $R$ ) atinge 80%, fase final da redução wustita-ferro.

Padronizou-se, também, que estes dois índices de reducibilidade, característicos de cada tipo de minério de ferro, seriam calculados através dos seguintes parâmetros que são obtidos nos testes de redução em laboratório, conforme discriminados a seguir.

- $(dR/dt)_{40} = f(t_{30}, t_{60})$ , em que:  $t_{30}$  e  $t_{60}$  são os tempos necessários para se atingirem os graus de redução ( $R$ ) iguais a 30% e 60%, respectivamente, nos testes padronizados de laboratório, e
- $(dR/dt)_{80} = f(t_{75}, t_{85})$ , onde:  $t_{75}$  e  $t_{85}$  são os tempos necessários para se atingirem os graus de redução ( $R$ ) iguais a 75% e 85%, respectivamente, nos mesmos testes padronizados de laboratório.

Para o desenvolvimento das expressões de cálculo destes índices característicos dos minérios, seja considerada a equação da reducibilidade, Eq. 17.5:

$$dR/dt = k.(100-R), \text{ ou}$$

$$dR/(100-R) = k.dt$$

Integrando-se ambos os membros da equação nos limites  $[0,R]$  e  $[0,t]$ , resulta:

$$\int_0^R [1/(100-R)].dR = k.\int_0^t dt$$

Daí, resulta:

$$[\text{Ln}(100 - R)]_0^R = -k.[t]_0^t, \text{ ou}$$

$$\text{Ln}(100 - R) - \text{Ln}(100) = -k.t \text{ ou, ainda,} \quad \text{Eq. 17.6}$$

$$\text{Ln} [(100 - R)/100] = -k.t \text{ e, finalmente,}$$

$$100 - R = 100.e^{-k.t}$$

Resulta, então:

$$R = 100.(1 - e^{-k.t}) \quad \text{Eq. 17.7}$$

Onde:

R % = grau de redução do óxido de ferro, no instante t;

k = constante cinética que depende da natureza do óxido de ferro e das condições do teste padronizado de laboratório, em  $\text{min}^{-1}$ ;

t – tempo, normalmente medido em min.

Assim, cada material tem a sua curva característica de redução. Alguns estudiosos do assunto utilizam-se do fator “k”, medido no teste padronizado de laboratório, para caracterizar e distinguir os diferentes tipos de minério de ferro e aglomerados. É o caso, por exemplo, de determinado grupo industrial do campo de redução direta que determina o valor de k como a inclinação da reta representativa da função:

$$\text{Ln} [100/(100-R)] = k.t \quad \text{Eq. 17.8}$$

função esta desenvolvida a partir da equação Eq. 17.6.

Tomando-se a equação Eq. 17.7, foi estudada uma curva de R x t, considerando-se um minério de ferro hipotético que, ao fim do teste de redução padrão de laboratório, com duração de t =120 min, tenha atingido um grau de redução R = 95%. Neste caso, o valor de k seria igual a  $0,025 \text{ min}^{-1}$ , facilmente calculado pela equação Eq. 17.7, da seguinte forma:

$$R = 100.(1 - e^{-k.t})$$

Como  $R = 95\%$  e  $t = 120$  min, vem:

$$95 = 100.(1 - e^{-120.k})$$

Simplificando e explicitando  $k$ , resulta:

$$e^{-120.k} = 0,05$$

Calculando-se o logaritmo neperiano (Ln) de ambos os lados, chega-se ao valor de  $k$ , característico desse minério de ferro hipotético:

$-120.k = \ln 0,05$ , ou ainda,

$$k = 0,025 \text{ min}^{-1}$$

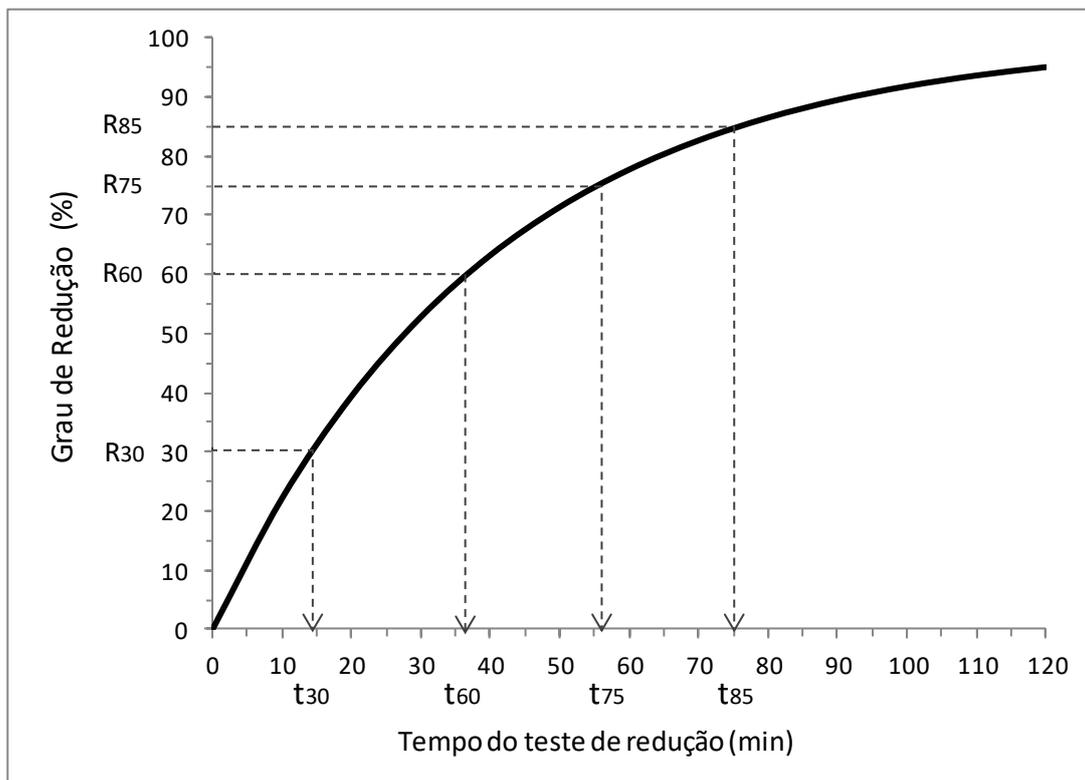


Figura 17.1 – Curva da evolução do grau de redução em função do tempo, para uma amostra de minério de ferro hipotético, com valor de  $k = 0,025 \text{ min}^{-1}$ .

Assim, a figura 17.1, foi construída a partir da equação Eq. 17.7 e deste valor de  $k$ , mostrando a evolução do grau de redução ( $R$ ) ao longo do tempo( $t$ ), e as setas indicativas dos caminhos, para a determinação dos valores característicos  $t_{30}$ ,  $t_{60}$ ,  $t_{75}$  e

$t_{85}$ , utilizados para os cálculos dos índices padronizados de redutibilidade a 40% e a 80% de redução.

No caso da redutibilidade desse minério de ferro hipotético, com  $k = 0,025 \text{ min}^{-1}$ , podem ser estudadas duas equações características do índice de redutibilidade, que decresce, à medida que o tempo de teste avança e o grau de redução vai aumentando. Desta forma, as seguintes funções podem ser caracterizadas para um determinado minério:

$$dR/dt = f(R) \text{ e}$$

$$dR/dt = f(t).$$

Para o desenvolvimento das expressões destas funções seja, primeiramente, considerada a equação geral Eq. 17.5:

$$dR/dt = f(R) = k.(100-R)$$

Para o caso do minério de ferro hipotético considerado, com  $k = 0,025 \text{ min}^{-1}$ , resulta:

$$dR/dt = f(R) = 0,025.(100-R) \text{ \%/min.} \quad \text{Eq.17.9}$$

Para o desenvolvimento da expressão da redutibilidade como uma função do tempo de redução do minério de ferro, há de se tomar a expressão geral da equação Eq. 17.7:

$$R = 100.(1 - e^{-k.t})$$

Transformando, vem:

$$R = 100 - 100.e^{-k.t}$$

Diferenciando-se ambos os membros da equação e simplificando, resulta:

$$dR = -100.(e^{-k.t}).(-k.dt), \text{ ou}$$

$$dR = [100.k.e^{-k.t}].dt$$

Substituindo-se o valor de  $k = 0,025 \text{ min}^{-1}$ , resulta a expressão da redutibilidade do minério hipotético, em função do tempo:

$$dR/dt = f(t) = 2,5.e^{-0,025.t} \text{ \%}/\text{min}$$

Eq.17.10

Com as equações Eq. 17.9 e 17.10, foi construído o gráfico da figura 17.2, onde podem ser vistas as curvas de redutibilidade do minério de ferro hipotético, em função do tempo e do grau de redução. A curva mais utilizada é a da redutibilidade em função do tempo, haja vista que dá uma melhor noção do tempo transcorrido, até um determinado ponto do processo de redução. De qualquer forma, ambas as curvas mostram que a velocidade de redução,  $dR/dt$ , é decrescente, à medida que a redução avança, fornecendo os mesmos resultados para um mesmo instante considerado.

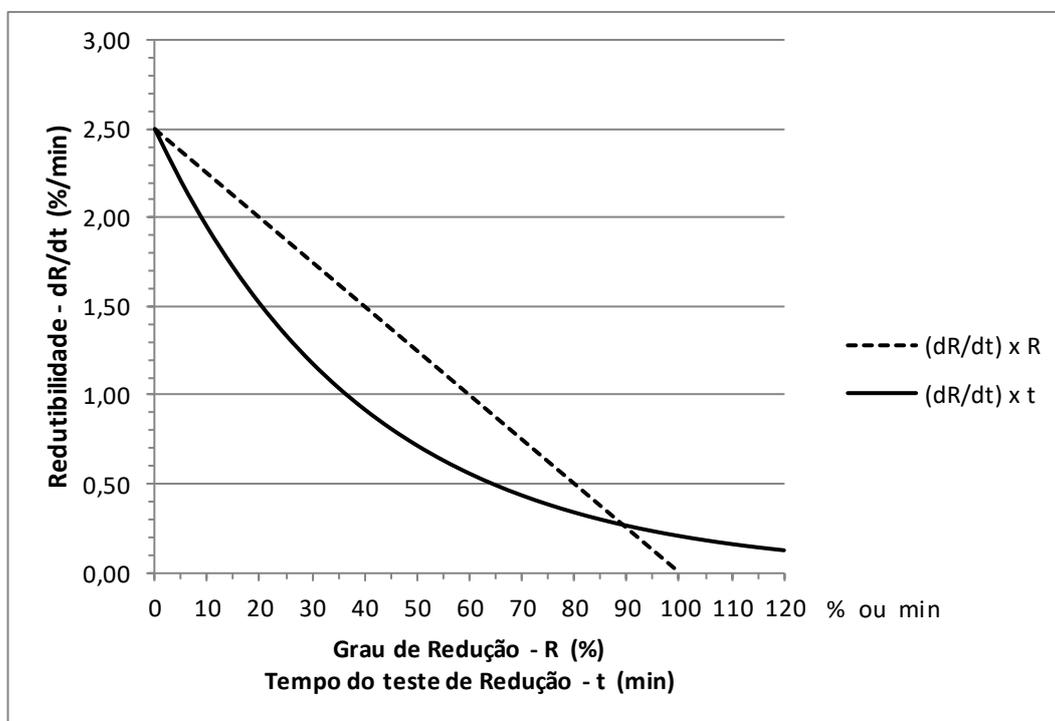


Figura 17.2 – Evolução da redutibilidade do minério de ferro ( $dR/dt$ ), ao longo do teste de laboratório, em função do grau de redução ( $R$ ) e do tempo ( $t$ ), sendo  $k=0,025 \text{ min}^{-1}$ .

Conforme mencionado anteriormente, os estudiosos do assunto minério de ferro e aglomerados padronizaram os testes de redução em laboratório e a forma de cálculo dos dois índices de redutibilidade nos pontos em que o grau de redução atinge as marcas de 40 e 80%. Para o desenvolvimento das expressões de cálculo destes índices característicos dos minérios,  $(dR/dt)_{40}$  e  $(dR/dt)_{80}$ , seja considerada a equação geral da redutibilidade, Eq. 17.5:

$$dR/dt = k.(100-R), \text{ ou}$$

$$dR/(100-R) = k.dt$$

Integrando-se ambos os membros da equação, nos limites de R [30, 60] e t [t<sub>30</sub>, t<sub>60</sub> ], resulta:

$$\int_{30}^{60} [1/(100-R)].dR = k.\int_{t_{30}}^{t_{60}} dt$$

Daí, vem:

$$[\text{Ln}(100 - R)]_{30}^{60} = -k.[t]_{t_{30}}^{t_{60}}, \text{ ou}$$

$$\text{Ln}(40) - \text{Ln}(70) = -k.(t_{60} - t_{30})$$

Resulta, então, que:

$$k = 0,5596/(t_{60} - t_{30})$$

Levando -se o valor de k, na expressão da equação Eq. 17.5, dR/dt = k.(100-R), e fazendo-se R = 40%, resulta:

$$(dR/dt)_{40} = 60 . 0,56/(t_{60} - t_{30}),$$

ou, finalmente,

$$(dR/dt)_{40} = 33,6 / (t_{60} - t_{30}) \text{ \%/min} \quad \text{Eq. 17.11}$$

De forma análoga, pode-se chegar à expressão de (dR/dt)<sub>80</sub>, a partir da equação geral da *reduzibilidade*, Eq. 17.5:

$$dR/dt = k.(100-R), \text{ ou}$$

$$dR/(100-R) = k.dt$$

Integrando-se ambos os membros da equação nos limites de R [75, 85] e t [t<sub>75</sub>, t<sub>85</sub>], resulta:

$$\int_{75}^{85} [1/(100-R)].dR = k.\int_{t_{75}}^{t_{85}} dt$$

Daí, resulta:

$$[\text{Ln}(100 - R)]_{75}^{85} = -k.[t]_{t_{75}}^{t_{85}}, \text{ ou}$$

$$\ln(15) - \ln(25) = -k \cdot (t_{85} - t_{75})$$

Resulta, então, que:

$$k = 0,51 / (t_{85} - t_{75})$$

Levando –se o valor de k, na expressão da equação Eq. 17.5,  $dR/dt = k \cdot (100-R)$ , e fazendo-se  $R = 80\%$ , resulta:

$$(dR/dt)_{80} = 20 \cdot 0,51 / (t_{85} - t_{75}),$$

ou, finalmente,

$$(dR/dt)_{80} = 10,2 / (t_{85} - t_{75}) \text{ \%/min} \quad \text{Eq. 17.12}$$

As equações Eq. 17.11 e 17.12 são largamente utilizadas para os cálculos destes dois índices de redutibilidade, em testes de redução de laboratório e padronizados por organismos internacionais, tais como ISO e JIS. A razão da padronização é para que os índices de diferentes minérios de ferro, sinter e pelotas possam ser comparados, quanto à sua velocidade de redução. Como se sabe, a cinética de redução depende fortemente da temperatura e, também, de outros parâmetros, tais como composição dos gases redutores, tamanho das partículas do minério/aglomerado, etc. Caso não houvesse a padronização do teste, os índices dos diferentes materiais não seriam comparáveis.

O índice  $(dR/dt)_{40}$ , que mede a velocidade de redução no início da transformação wustita-ferro, é mais utilizado para a avaliação de minérios e aglomerados para uso em alto-forno.

Por seu lado, o  $(dR/dt)_{80}$ , que avalia a redutibilidade nos estágios finais da redução wustita-ferro, ou seja, quando o ferro metálico, sólido, já assumiu grandes proporções, é mais utilizado para a avaliação de óxidos de ferro para redução direta.



### PELOTAS PARA REDUÇÃO DIRETA E METALIZAÇÃO <sup>(1)</sup>

Nos capítulos 3 e 5, foram mostrados aspectos relacionados à tecnologia de redução direta e às especificações químicas das pelotas de minério de ferro, utilizadas para a alimentação dos reatores desse processamento siderúrgico. Em geral, as pelotas de redução direta devem conter baixíssimo teor de ganga ácida, e, por conseguinte, o mais alto teor possível de ferro.

Como a redução direta teve sua escalada industrial no início dos anos de 1970's, naquela época, ainda havia reservas e disponibilidade de minério granulado de alto teor, e qualidade adequada para uso nesse processo. Com o passar do tempo, essas reservas foram se esgotando e os granulados deixaram lugar para a expansão do uso das pelotas na carga desses reatores. Com muitas vantagens, as pelotas substituíram, paulatinamente, o minério granulado, tendo sido responsáveis pelo grande aumento da produtividade dos reatores. Nos dias atuais, via de regra, os reatores dessa tecnologia são alimentados com 100% de pelotas tipo redução direta.

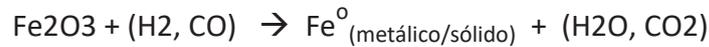
A redução direta, diferentemente do alto-forno, processa a redução dos óxidos de ferro no estado sólido, gerando um produto altamente metalizado (DRI/HBI), o qual é destinado à alimentação dos fornos elétricos a arco (FEA), estes usados para a produção de aço. Assim, o DRI/HBI compete com a sucata de ferro e aço, produto este com grau de metalização praticamente igual a 100%, na alimentação do FEA. Isso faz com que estudos permanentes sejam desenvolvidos para se aumentar a redutibilidade das pelotas de redução direta, de forma a aumentar a produtividade dos reatores e o grau de metalização do produto, DRI/HBI.

Dentre as propriedades metalúrgicas das pelotas de redução direta, a mais importante é a redutibilidade, a qual traduz a sua capacidade em gerar ferro metálico. Como visto no capítulo 17, a redutibilidade decresce com o avanço da redução dos óxidos de ferro. Assim, para a redução direta, a redutibilidade nos estágios finais da redução merece maior consideração, como é o caso do índice:  $(dR/dt)_{80}$ .

Os reatores industriais de redução direta trabalham com temperaturas bem inferiores àquelas vigentes nos altos-fornos, atingindo valores máximos da ordem de 1000 °C. Para melhorar a cinética das reações de redução, os gases redutores são, normalmente, obtidos pela reforma de gás natural (CH<sub>4</sub>), sendo ricos em hidrogênio

(H<sub>2</sub>). A atmosfera redutora, rica em H<sub>2</sub> e CO, tem alto potencial redutor e acelera o processo de redução.

De forma genérica, pode-se escrever a reação de redução da hematita nesse processo como:



A produção do metal ferro depende da eliminação completa do oxigênio, combinado com a hematita. Porém, essa reação não ocorre integralmente, na redução direta, obtendo-se um produto composto de:



É evidente que o objetivo do processo é produzir a fase “Fe<sup>0</sup><sub>(metálico)</sub>”, porém, por questões termodinâmicas e de cinética química do processo de redução direta, a reação de redução no estado sólido nunca se completa, havendo esses resíduos de óxidos. Para o controle da qualidade do DRI/HBI, foi criado o índice denominado por “Grau de Metalização” que, combinado com o grau de redução, fornece uma idéia da redutibilidade das pelotas e da eficiência do reator de redução. Assim, o grau de metalização (M) de um óxido de ferro reduzido é a relação fracional entre o percentual de ferro metálico (Fe<sup>0</sup>) presente no DRI/HBI e o percentual de ferro total (Fe<sub>t</sub>), presente nesse produto. A expressão de (M) poderia ser escrita como:

$$M = \text{Fe}^{\circ} / \text{Fe}_t$$

Escrevendo-se em percentual, resulta:

$$M = 100 \cdot \text{Fe}^{\circ} / \text{Fe}_t \quad \text{Eq. 18.1}$$

Onde:

- M – grau de metalização do material reduzido, em %;
- Fe<sup>0</sup> – teor de ferro metálico do óxido de ferro reduzido, em %;
- Fe<sub>t</sub> – teor de ferro total do material reduzido, em %.

Os teores de (Fe<sup>0</sup>) e (Fe<sub>t</sub>) são determinados em laboratório, pela análise química do material reduzido, quando também são determinados os teores de FeO (Fe<sup>2+</sup>) e Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (Fe<sup>3+</sup>) residuais.

A metalização é o parâmetro de maior competitividade do DRI/HBI, em relação à sucata. A produtividade de aço, o consumo de energia elétrica e o rendimento metálico do FEA estão diretamente ligados à metalização do DRI/HBI.

*E como calcular o grau de redução do produto da redução direta?*

No capítulo 17, o grau de redução (R) de um óxido de ferro reduzido foi bem caracterizado, e calculado como uma função do peso de oxigênio inicial (O<sub>i</sub>) desse material.

Tendo-se a análise química completa do estado do ferro no DRI/HBI, é possível, através de balanço de massas e estequiometria, calcular o grau de redução da pelota que alimentou o reator de redução direta. Para tal, sejam considerados os dados e as hipóteses indicados na tabela 18.1.

Tabela 18.1 – Produção de DRI/HBI, a partir de pelota de minério de ferro, com 100% de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

ALIMENTAÇÃO DO REATOR → REATOR → SAÍDA DO REATOR		
PELOTA	REDUÇÃO DIRETA	DRI/HBI
Massa = X	Reação com gases:	Massa = Y
% Ferro total = f	CO, H <sub>2</sub>	% Ferro total = f <sub>1</sub>
Oxidos: 100% Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		% de ferro metálico = f <sub>o</sub>
		% de FeO = f <sub>2</sub> (residual)
		% de Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> = f <sub>3</sub> (residual/traços)

Da estequiometria, sabe-se que o FeO tem 22% de oxigênio e 78,00% de ferro. Por sua vez, o Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> tem 30% de oxigênio e 70% de ferro.

No capítulo 17, foi visto que o grau de redução (R) das pelotas, obtido no processo de redução direta, é definido como a relação fracional entre a perda de massa oxigênio das pelotas (O<sub>i</sub> – O<sub>f</sub>) e a massa inicial de oxigênio dessas mesmas pelotas (O<sub>i</sub>). Assim,

$$R = (O_i - O_f)/O_i$$

Expressando em percentagem, vem:

$$R = 100.(O_i - O_f)/O_i \% \quad \text{Eq. 18.2}$$

Onde:

R – grau de redução final das pelotas, após passagem pelo reator, em %;

O<sub>i</sub> – massa inicial de oxigênio das pelotas;

O<sub>f</sub> – massa final de oxigênio residual no DRI/HBI;

(O<sub>i</sub> – O<sub>f</sub>) - representa a perda de massa de oxigênio das pelotas.

Considerando-se os dados da tabela 18.1, a estequiometria e o balanço de massas, o desenvolvimento do cálculo do grau de redução das pelotas pode ser feito, a partir da análise química do material reduzido, DRI/HBI.

a) Balanço de ferro do processo.

A massa de ferro da pelota = massa de ferro do DRI/HBI, ou

$$X.f = Y.f_1 \quad \text{Eq. 18.3}$$

b) Massa de oxigênio inicial (O<sub>i</sub>) das pelotas.

O<sub>i</sub> = massa do oxigênio contida no Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> da pelota.

Na hematita, a razão mássica entre oxigênio e ferro é dada por 48/112.

Assim, O<sub>i</sub>/(X.f)/100 = 48/112, ou 100.O<sub>i</sub>/(X.f) = 48/112.

Simplificando, resulta:

$$X.f = 233.O_i$$

Substituindo-se X.f na equação Eq.18.3, vem:

$$233.O_i = Y.f_1, \text{ ou}$$

$$O_i = 0,43.(Y.f_1)/100 \quad \text{Eq. 18.4}$$

Desta forma, tem-se a massa inicial de oxigênio (O<sub>i</sub>) das pelotas, em função do peso de material reduzido (Y) e de seu teor de ferro (f<sub>1</sub>).

c) Massa de oxigênio residual ( $O_f$ ) no material reduzido - DRI/HBI.

A massa de oxigênio residual/final ( $O_f$ ) = massa de oxigênio do FeO + massa de oxigênio do Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, ambos contidos no material reduzido, ou seja, no DRI/HBI.

Então, pode-se escrever que:

$$O_f = Y.(f_2/100).0,22 + Y.(f_3/100).0,30$$

Simplificando, resulta que a massa de oxigênio final ( $O_f$ ) é igual a:

$$O_f = Y.(0,22.f_2 + 0,30.f_3)/100 \quad \text{Eq. 18.5}$$

d) Perda de massa de oxigênio, no processo de redução direta ( $O_i - O_f$ ).

Tomando-se as expressões das equações Eq. 18.4 e 18.5, pode-se calcular a perda de massa de oxigênio pela expressão:

$$(O_i - O_f) = [(Y.f_1.0,43)/100] - [Y.(0,22.f_2 + 0,30.f_3)/100], \text{ ou}$$

$$(O_i - O_f) = Y.(0,43.f_1 - 0,22.f_2 - 0,30.f_3)/100 \quad \text{Eq. 18.6}$$

e) Cálculo do grau de redução ( $R$ ) das pelotas no processo de Redução Direta.

Tomando-se as expressões de Eq. 18.6 e 18.4 e levando na equação Eq. 18.2, obtém-se a expressão geral e final para o cálculo do grau de redução das pelotas, minérios ou aglomerados, em função da análise do produto reduzido (DRI/HBI).

Assim, resulta:

$$R = 100.(O_i - O_f)/O_i = 100.[ Y.(0,43.f_1 - 0,22.f_2 - 0,30.f_3)/100 ] / [0,43.(Y.f_1)/100]$$

Simplificando, vem:

$$R = 100. (0,43.f_1 - 0,22.f_2 - 0,30.f_3) / (0,43.f_1), \text{ ou, finalmente,}$$

$$R = 233.(0,43.f_1 - 0,22.f_2 - 0,30.f_3) / f_1 \quad \text{Eq.18.7}$$

Onde:

R – grau de redução final das pelotas, após passagem pelo reator, em %;

f<sub>1</sub> – teor de ferro total do material reduzido, DRI/HBI, em %;

f<sub>2</sub> – teor de FeO do material reduzido, em %;

f<sub>3</sub> – teor de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> do material reduzido, em %, normalmente, desprezível.

Assim, foi obtida a expressão geral do cálculo do grau de redução de qualquer minério de ferro e ou aglomerado, com matriz composta de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, submetido a um processo de redução qualquer, em função da análise química do produto final:

$$R = f(f_1, f_2, f_3).$$

É evidente que se a matriz inicial do minério de ferro e ou aglomerado for composta de minerais outros que não a hematita, tais como a magnetita, limonita, etc, a expressão do cálculo de R deve ser ajustada, no tocante à massa de oxigênio inicial (simples ajuste estequiométrico).

Como este desenvolvimento visou ao caso das pelotas de minério de ferro, mesmo partindo-se de 100% de minério magnetítico, a matriz ferrosa final da estrutura é, basicamente, composta de 100% de hematita (o teor de FeO é desprezível).

Caso se queira desenvolver a expressão do grau de redução (R), considerando-se o teor de ferro metálico (Fe<sup>0</sup>), Fe<sup>++</sup> e Fe<sup>+++</sup>, basta fazer alguns ajustes estequiométricos na expressão da equação Eq. 18.7. É importante ressaltar que o balanço de ferro do material reduzido final é dado por:

$$\% \text{Fe}_1 = \% \text{Fe}^0_{(\text{metálico})} + \% \text{Fe}^{++} + \% \text{Fe}^{+++} .$$

As exigências dos operadores de plantas de redução direta são muito grandes, no tocante à redutibilidade das pelotas de minério de ferro, ou, indiretamente, em relação à susceptibilidade em gerar ferro metálico, no interior dos reatores. Com a evolução dessa tecnologia e da qualidade das pelotas, ao longo do tempo, foi possível aumentar significativamente a produtividade dos fornos e os graus de redução e metalização do DRI/HBI. Grau de metalização > 94-95% vai se tornando um padrão de referência, em plantas de redução direta de classe mundial.

### ALGUNS ASPECTOS RELACIONADOS AO USO DAS PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO NAS CARGAS DOS REATORES DE REDUÇÃO

A Siderurgia evoluiu, significativamente, a partir do início dos anos de 1970. Na área da produção de ferro primário, a redução direta iniciava sua escalada industrial e os japoneses dissecavam o alto-forno, questionando os conceitos vigentes e revolucionando as práticas operacionais. Com a evolução dessas tecnologias de redução, a preparação da carga metálica para a alimentação dos reatores tomou um papel relevante, havendo avanços significativos nas áreas de beneficiamento de minérios de ferro e de aglomeração (sinterização e pelotização). Neste particular, a pelotização acompanhou o desenvolvimento tecnológico, consolidando-se as pelotas como carga metálica dos reatores siderúrgicos.

Com o desenvolvimento do conceito de carga elaborada para a alimentação dos altos-fornos, e conseqüente aumento significativo da produtividade, o *minério granulado* foi perdendo espaço para o sinter e as pelotas. Neste aspecto, as *pelotas* configuraram-se como o principal componente da carga metálica dos altos-fornos americanos e canadenses, (*escola americana*), e o *sinter* tornou-se a base para os altos-fornos japoneses (*escola japonesa*), prática esta última que se difundiu mundo afora, inclusive no Brasil.

Quanto à redução direta, as pelotas se tornaram quase que o componente absoluto da carga dos reatores. A escassez de minério granulado e as rígidas especificações de qualidade química, física e metalúrgica para a carga metálica foram responsáveis pelo domínio das pelotas na redução direta.

Há muitos estudos e trabalhos técnicos escritos e publicados sobre o uso de pelotas de minério de ferro na siderurgia. As vantagens e desvantagens de sua utilização foram amplamente destacadas, não sendo objetivo deste livro rememorar-las, haja vista que toda a correspondente literatura técnica está disponível nos meios eletrônicos de comunicação.

É importante destacar que as pelotas dão uma grande contribuição à preservação do meio ambiente, principalmente como carga dos altos-fornos, pois aumenta a produtividade e reduz as emissões para a atmosfera.

Para ilustrar este assunto do uso de pelotas na siderurgia, foram separados três trabalhos técnicos, preparados e publicados pelo autor deste livro, solo e em conjunto com outros coautores, a saber:

**Trabalho Técnico A** - *Minério de ferro para a indústria brasileira de gusa*,<sup>(27)</sup> por José Murilo Mourão, consultor independente na área minero-siderúrgica. Contribuição Técnica para o III Painel sobre a Indústria do Gusa, 39º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias-Primas & 10º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro, promovido pela ABM, Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais, em Ouro Preto, MG, Brasil, Novembro de 2009. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).

**Trabalho Técnico B** - *Aumento do apelo técnico ao uso de pelotas em altos-fornos*,<sup>(28)</sup> por Rogério Tales Carneiro, Paulo F. Nogueira, Fábio Mayrink e José Murilo Mourão, da empresa Vale SA, à época da publicação do trabalho. Contribuição técnica para o 37º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias Primas e 8º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro, promovidos pela ABM, Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais, em Salvador, BA, Brasil, Setembro de 2007. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).

**Trabalho Técnico C** - *Comparação entre as performances de sinter e pelota na siderúrgica integrada a coque*,<sup>(29)</sup> por José Murilo Mourão, Ian Cameron, Manuel Huerta, Nishit Patel e Rodrigo Pereira, da empresa Hatch Engineering, à época da publicação do trabalho. Contribuição técnica para o 43º Seminário de Redução e 14º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro, promovidos pela ABM, Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais, em Belo Horizonte, MG, Brasil, Setembro de 2013. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).

A íntegra do trabalho “A”, indicado neste texto como referência ao uso de pelotas em altos-fornos a carvão vegetal, está inserida no anexo I.

Por outro lado, sinopses dos trabalhos “B e C” estão incluídas no anexo II, enfatizando-se os pontos relativos à otimização da performance operacional e ambiental dos altos-fornos a coque, quando do uso de pelotas na carga.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 – Mourão, J. M. – Notas Técnicas de Arquivo Pessoal. ([j-murilo@uol.com.br](mailto:j-murilo@uol.com.br)).
- 2 – Mourão, J. M.; Huerta, M.; Medeiros, U.V.; Cameron, I.; O’Leary, K. and Howey, C. – Guidelines for Selecting Pellet Plant Technology. Paper presented at the 6<sup>th</sup> International Congress on the Science and Technology of Ironmaking – ICSTI, sponsored by ABM - Associação Brasileira de Metalurgia e Materiais - October 14<sup>th</sup> to 18<sup>th</sup>, Brazil, 2012. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).
- 3 – Mourão, J. M. – The Growing Importance of Pelletizing for Iron Ore and Iron Production. Paper presented at the 2<sup>nd</sup> International Symposium on Iron Ore, sponsored by ABM - Associação Brasileira de Metalurgia e Materiais - September 22<sup>nd</sup> - 26<sup>th</sup>, Brazil, 2008. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).
- 4 – Trabalhos e artigos publicados pela empresa Vale SA/DIPE, sem indicação autoral. ([www.vale.com](http://www.vale.com)).
- 5 – Mourão, J. M. - Minério de Ferro e Pelotas - Situação Atual e Tendências 2025. Estudo preparado para o Projeto Siderurgia Atual e Tendências 2025, sob a coordenação de CGEE/ABM, 2008. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).
- 6 – Extraction and Beneficiation of ores and minerals, Volume 3, Iron. Article published by the U.S. Environmental Protection Agency, August 1994, Washington DC, USA. ([www.epa.gov/](http://www.epa.gov/)).
- 7 – Speight, James G. - Lange’s Handbook of Chemistry – 15<sup>th</sup> Edition – McGraw Hill Companies – 2005. (<https://www.amazon.com>).
- 8 – Machado, A. F. e Souza, R. P. – Balanço Térmico de um Forno de Pelotização de Minério Hematítico. Trabalho apresentado no Simpósio sobre Redução de Minério de Ferro, promovido pela COMIN da ABM, em Vitória ES, 1975. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).
- 9 – Dados Termodinâmicos para Metalurgistas – Livro publicado pelo Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais – Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG. (<http://demet.eng.ufmg.br/>).
- 10 – Danieli Corus - Catalogue on Pelletizing Plants. (<http://www.danielicorus.com/po/oreprep-pelletizing.php>).
- 11 – Ball, D. F. et alii – Agglomeration of Iron Ores, book published by Heinemann Educational Books Limited, London, 1<sup>st</sup> Edition, 1973. (<http://www.amazon.com/>).
- 12 – ASTM C 204 – 07 : Standard Test Methods for Fineness of Hydraulic Cement by Air-Permeability Apparatus. (<http://www.astm.org/Standards/C204.htm>).

13 – Catalogue of HKM 22 - Fisher Sub Sieve Sizer – Average Particle Size Analysis, AimSizer Scientific Ltd.

([http://www.aimsizer.com/particle\\_size\\_analyzer\\_fisher\\_sub\\_sieve\\_sizer\\_0.2um\\_50um.html](http://www.aimsizer.com/particle_size_analyzer_fisher_sub_sieve_sizer_0.2um_50um.html)).

14 – Catalogue of Sub-sieve Autosizer (SAS) - Hel Group Ltd, UK.

([http://www.micromeritics.com/repository/files/SAS\\_flyer.pdf](http://www.micromeritics.com/repository/files/SAS_flyer.pdf)).

15 - Rumpf, H. - Strength of granules and agglomerates, 1<sup>st</sup> International Symposium on Agglomeration, Philadelphia, USA, 1962. (<http://agglomeration.org/agglomeration-books/>).

16 – Forsmo, S. - Influence of Green Pellet Properties on Pelletizing of Magnetite Iron Ore; Doctoral Thesis presented at Lulea University of Technology, Lulea, Sweden, 2007. (<http://epubl.ltu.se/1402-1544/2007/14/LTU-DT-0714-SE.pdf>).

17 - Yuan, Y. and Randall Lee, T. – Contact Angle and Wetting Properties, Department of Chemistry, University of Houston, Houston, Texas, USA. (Yuan's e-mail: [yyuan2@uh.edu](mailto:yyuan2@uh.edu) and Lee's e-mail: [trlee@uh.edu](mailto:trlee@uh.edu)).

18 – Perry, H. J. – Chemical Engineers' Handbook, pg. 8.8, 4<sup>th</sup> Edition, McGraw-Hill book Company, Tokyo 1964.

(<http://www.abebooks.com/servlet/SearchResults?bi=0&bx=off&ds=30&kn=Chemical+engineers%27+handbook&recentlyadded=all&sortby=17&sts=t>).

19 – Mourão, J. M. e Stegmiller, L. – Influência da estrutura dos minérios de ferro na sua moabilidade. Trabalho apresentado no XIV Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, em Salvador - BA, Brasil, sob o patrocínio da ABM, em 1990. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).

20 – Mourão, J. M.; Stegmiller, L.; Tolentino, J. J. R. e Silveira, P. L. – Avaliação da moabilidade dos finos de minério de ferro da CVRD e sua correlação com os parâmetros de produção dos moinhos industriais. Trabalho apresentado XV Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, realizado em São Lourenço - MG, Brasil, sob o patrocínio da ABM, em 1992.

([http://searchentmme.yang.art.br/download/1992/grinding\\_and\\_classification-moagem\\_e\\_classifica%C3%A7%C3%A3o/653%20-%20J.M.Mour%C3%A3o\\_J.J.R.Tolentino\\_L.Stegmiller\\_P.L.Silveira%20Neto%20-%20AVALIA%C3%87%C3%83O%20DA%20MOABILIDADE%20DOS%20FINOS%20DE%20MIN%C3%89RIO%20DE%20FERRO%20DA%20CVRD%20E%20SUA%20CORRELA%C3%87AO.pdf](http://searchentmme.yang.art.br/download/1992/grinding_and_classification-moagem_e_classifica%C3%A7%C3%A3o/653%20-%20J.M.Mour%C3%A3o_J.J.R.Tolentino_L.Stegmiller_P.L.Silveira%20Neto%20-%20AVALIA%C3%87%C3%83O%20DA%20MOABILIDADE%20DOS%20FINOS%20DE%20MIN%C3%89RIO%20DE%20FERRO%20DA%20CVRD%20E%20SUA%20CORRELA%C3%87AO.pdf)).

- 21 – Linch, A. J. and Rowland, C. A. – The History of Grinding, published by Society for Mining, Metallurgy and Exploration Inc. (SME), Littleton, Colorado, USA, 2005. (<http://www.smenet.org/>).
- 22 – Jankovic, A.; Dundar, H. and Mehta, R. - Relationships between comminution energy and product size for a magnetite ore. The Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy, Volume 110, March 2010. (<http://www.saimm.co.za>).
- 23 - Database of Mineral Information, (<http://www.mindat.org>).
- 24 – Wikimedia Commons, crystal structure. ([https://commons.wikimedia.org/wiki/Main\\_Page](https://commons.wikimedia.org/wiki/Main_Page); [https://commons.wikimedia.org/wiki/File:HCP\\_crystal\\_structure.svg](https://commons.wikimedia.org/wiki/File:HCP_crystal_structure.svg); <https://commons.wikimedia.org/wiki/File:Face-centered-cubic-unitcell.png>; [https://commons.wikimedia.org/wiki/File:BCC\\_crystal\\_structure.svg](https://commons.wikimedia.org/wiki/File:BCC_crystal_structure.svg)).
- 25 – Wikipédia, a enciclopédia livre. (<https://pt.wikipedia.org/wiki/Hematita>).
- 26 – Seaton, C. E.; Foster, J. S. and Velasco, J. - Structural changes occurring during reduction of hematite and magnetite pellets containing coal char, ISIJ, 1983. ([https://www.jstage.jst.go.jp/article/isijinternational1966/23/6/23\\_6\\_497/pdf](https://www.jstage.jst.go.jp/article/isijinternational1966/23/6/23_6_497/pdf)).
- 27 – Mourão, J. M. - Minério de ferro para a indústria brasileira de gusa. Contribuição técnica para o III Painel sobre a Indústria do Gusa, do 39º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias-Primas & 10º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro, promovidos pela ABM, Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais, em Ouro Preto, MG, Brasil, Novembro de 2009. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).
- 28 – Carneiro, R. T.; Nogueira, P. F.; Mayrink, F. e Mourão, J. M. - Aumento do apelo técnico ao uso de pelotas em altos-fornos. Contribuição técnica para o 37º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias Primas e 8º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro, promovidos pela ABM, Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais, em Salvador, BA, Brasil, Setembro de 2007. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).
- 29 - Mourão, J. M.; Cameron, I.; Huerta, M.; Patel, N. e Pereira, R. – Comparison of sinter and pellet usage in an integrated steel plant. Contribuição técnica para o 43º Seminário de Redução e 14º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro, promovidos pela ABM, Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais, em Belo Horizonte, MG, Brasil, Setembro de 2013. ([www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)).



ANEXO I

Íntegra do trabalho técnico A

**Minério de Ferro para a Indústria Brasileira de Gusa**



## MINÉRIO DE FERRO PARA A INDÚSTRIA BRASILEIRA DE GUSA <sup>(1)</sup>

*José Murilo Mourão <sup>(2)</sup>*

### RESUMO

A indústria de gusa no Brasil, especificamente aquela comandada pelo grupo de “Produtores Independentes”, vem desempenhando um importante papel no campo socioeconômico do país, a despeito das cíclicas crises financeiras globais e, também, das restrições ambientais crescentes ao uso de carvão vegetal.

Com uma capacidade nominal da ordem de 14 Mta de gusa, essa indústria tem operado, nos últimos anos, ao ritmo de 10 Mta, ou o equivalente a 70% da capacidade instalada. Aos preços atuais do gusa, por volta de USD 300/t FOB porto, esse setor tem faturado cerca de USD 3 bilhões/ano, sendo fonte geradora de importantes recursos para a balança comercial brasileira, haja vista que exporta volumes expressivos de gusa, anualmente.

Os 84 produtores independentes, listados pelo SINDIFER-MG (Sindicato da Indústria do Ferro de Minas Gerais), compreendendo 154 mini-altos-fornos instalados, são responsáveis pela demanda de algo como 16 Mta de minério de ferro, basicamente do tipo *granulado*. O potencial de consumo sobe a 22 Mta, considerando-se a capacidade nominal de produção de gusa. Menos de 5% desses produtores têm minas próprias, de forma que a grande maioria adquire o minério de ferro no mercado, de grandes e pequenos mineradores, o que representa cerca de 5% da produção brasileira.

Com a crescente degradação dos recursos e reservas de minério de ferro, a nível mundial, a qualidade dos produtos vem piorando e o volume dos granulados reduzindo-se rapidamente. Nesse aspecto, as reservas de hematita compacta do quadrilátero ferrífero, em Minas Gerais, encontram-se em extinção, dando lugar aos itabiritos mais pobres, geradores de minérios finos tipo *sínter feed* e *pellet feed*. Nesse cenário, a indústria de gusa no Brasil terá à frente um novo e *grande desafio*, já na próxima década, devendo se preparar para o uso crescente de *carga elaborada* nos seus altos-fornos (aglomerados tipo *sínter* e ou *pelotas*), em vista da escassez dos minérios granulados, no mercado brasileiro.

Este trabalho apresenta uma visão geral da mineração de ferro, e as perspectivas de suprimento da indústria de gusa, sob o comando dos produtores Independentes. Mostra, também, como os aglomerados, em especial as *pelotas*, poderão ser a solução

para contornar a escassez dos minérios granulados, contribuindo para melhorar o desempenho dos mini-altos-fornos, tanto na produtividade, quanto nos consumos específicos.

***Minério de ferro para a indústria brasileira de gusa,<sup>(1)</sup> por José Murilo Mourão,<sup>(2)</sup> consultor independente na área mineiro-siderúrgica. Contribuição Técnica para o III Painel sobre a Indústria do Gusa, 39º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias-Primas & 10º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro, promovido pela ABM, Associação Brasileira de Metalurgia, Mineração e Materiais, em Ouro Preto, MG, Brasil, Novembro de 2009.***

## 1 – INTRODUÇÃO

A indústria brasileira de ferro gusa, liderada pelo grupo de produtores independentes, tem desempenhado um papel muito importante no desenvolvimento da indústria do país. Os desafios, ao longo dos anos, têm sido vencidos com muito empenho e criatividade, quer seja no campo tecnológico, quer seja no sócio-político. As inovações introduzidas nos processos produtivos possibilitaram consolidar a indústria de gusa, trazendo eficiência e competitividade nos diferentes mercados. Sendo consumidora, em grande escala, de carvão vegetal, a indústria não tem medido esforços, no sentido de consolidar a atividade de maneira sustentável, contornando as grandes pressões de organismos ligados à preservação do meio ambiente.

Com distintos polos de produção de gusa, nos estados de Minas Gerais, Pará, Maranhão, Espírito Santo e Mato Grosso do Sul, essa atividade tem gerado muitas divisas para o Brasil, além de contribuição significativa na geração de empregos, impostos e desenvolvimento social, tanto direta, quanto indiretamente.

Tendo capacidade nominal de produção da ordem de 14 Mta <sup>(1)</sup>, essa indústria apresenta potencial de consumo de minério de ferro próximo de 22 Mta., ou algo próximo 5% da produção brasileira desse mineral.

No entanto, essa indústria está fundamentada na operação de mini-altos-fornos, tendo como carga ferrífera básica o *minério granulado* (lump ore), com granulometria na faixa de 4 a 32 mm, rico em ferro e com baixos teores de impurezas e elementos deletérios. Por essa razão, terá um grande desafio, nos próximos anos, haja vista que a disponibilidade de granulados vai se escasseando, em todo o mundo. As reservas de hematita compacta vão dando lugar aos itabiritos mais pobres, os quais necessitam de beneficiamento com operações de cominuição e concentração, gerando concentrados finos, impróprios para o uso direto nos altos-fornos. Dessa forma, os produtores devem se preparar para o uso crescente de carga elaborada nos mini-altos-fornos, (aglomerados tipo sínter e ou pelotas), em substituição parcial ou total ao minério granulado. Poderão, passo a passo, promover as adaptações de processos necessárias a essa mudança, e tirar proveito das vantagens do uso de carga elaborada, na fabricação do gusa.

O Brasil detém conhecimento avançado das tecnologias convencionais de aglomeração de finos de minério de ferro, seja a sinterização, seja a pelletização, havendo, também, desenvolvimento nas áreas da briquetagem e processos de aglomeração a frio. Além do domínio tecnológico, há, no país, grande capacidade instalada de pelletização e sinterização. Adicionalmente, algumas empresas brasileiras estão empenhadas na busca de soluções para a escala dos produtores independentes de gusa e para as pequenas minerações de ferro, desenvolvendo mini-usinas de sinterização e

pelotização, com capacidade de produzir de 0,5 a 1,0 Mta de aglomerados, como é o caso da Minitec-Minitecnologias Ltda.<sup>(2)</sup>, localizada em Divinópolis, MG.

O presente trabalho visa avaliar cenários da mineração de ferro, com enfoque no atendimento dos produtores independentes de gusa, e analisar alternativas de suprimento de aglomerados para essa indústria, num ambiente de escassez de minério granulado.

## 2 – A INDÚSTRIA DE GUSA NO BRASIL – ABASTECIMENTO DE MINÉRIO

A indústria de gusa, no Brasil, está distribuída em 4 polos produtores, abrangendo 5 estados da federação, conforme mostra a tabela 1.<sup>(1,3,4,5)</sup> A capacidade nominal de produção é de 14,1 Mta, abrangendo 84 empresas e 154 mini-altos-fornos. Na figura 1, é mostrada a distribuição percentual da capacidade produtiva, evidenciando-se a grande participação dos polos do quadrilátero ferrífero e de Carajás. Neste particular, vale ressaltar que o polo de Carajás vem tendo o maior crescimento, nos últimos anos, aumentando a sua participação no mercado.

Tabela 1 – Características dos polos produtores de gusa no Brasil.<sup>(1)</sup>

<i>Localização</i>	<i>Empresas No.</i>	<i>Altos-fornos No.</i>	<i>Capacidade Nominal (Mta)</i>
<i>Polo do Quadrilátero Ferrífero - MG</i>	<i>63</i>	<i>105</i>	<i>8,1</i>
. Região Oeste	29	46	3,3
. Região Noroeste	27	46	3,9
. Região Metalúrgica	7	13	0,9
<i>Polo do Espírito Santo - ES</i>	<i>4</i>	<i>8</i>	<i>0,8</i>
<i>Polo de Carajás - PA e MA</i>	<i>15</i>	<i>38</i>	<i>4,9</i>
. Maranhão	7	19	2,2
. Pará	8	19	2,6
<i>Polo de Corumbá - MS</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>0,3</i>
<b>TOTAL GERAL</b>	<b>84</b>	<b>154</b>	<b>14,1</b>

Quanto ao abastecimento de minério de ferro, um pequeno número de produtores (< 5%), possui mina própria. Dessa forma, a grande maioria adquire essa matéria prima no mercado brasileiro, a saber:

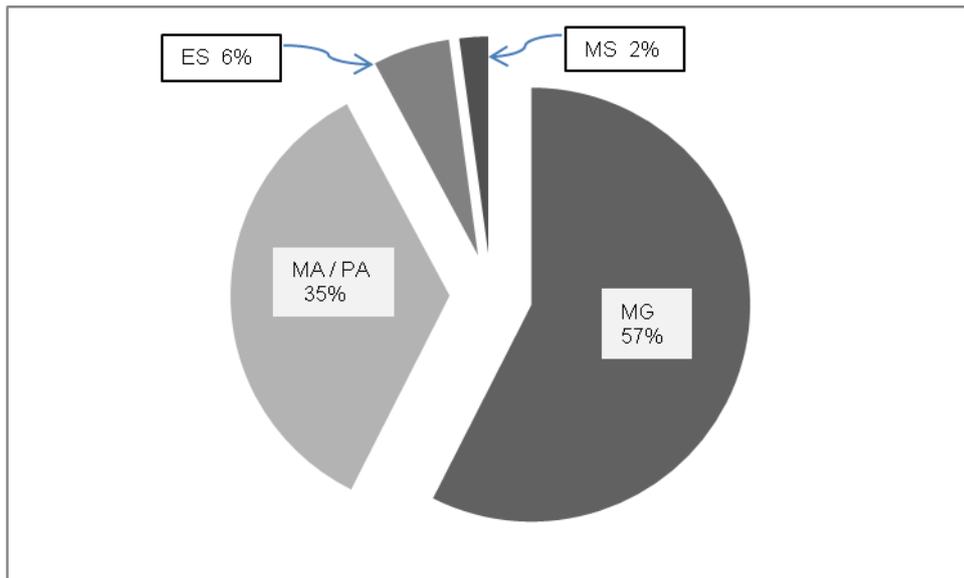


Figura 1 – Distribuição da capacidade de produção de gusa. <sup>(1)</sup>

- *Polo do Quadrilátero Ferrífero*: localizado no estado de Minas Gerais, dentro dessa província mineral. É o mais importante e antigo do país. Responde por cerca de 57% da produção brasileira de gusa e vem perdendo posição para outros polos, nos últimos anos. Abastece-se com minério de ferro granulado mais fino, caracterizado como *hematitinha*, produzido em pequenas e grandes mineradoras do quadrilátero. Com a extinção das reservas de hematita compacta nessa área e a prevalência dos itabiritos mais pobres, paulatinamente o abastecimento das usinas deverá ser feito com minérios finos, em substituição ao granulado que irá se escasseando, nos próximos anos. Para o uso nos altos-fornos, a parcela de finos deverá ser aglomerada.

- *Polo de Carajás*: desenvolveu-se no entorno da estrada de ferro Carajás, abrangendo os estados do Pará e Maranhão. Tira proveito da infraestrutura mina-ferrovia-porto da Vale S.A., para o abastecimento de minério das minas de Carajás e para o escoamento da produção de gusa. Responde por 35% da capacidade de produção do país. O minério é de alto teor (~ 67% Fe), com boas características metalúrgicas. Como a parcela de granulado das minas de Carajás é pequena, as quotas das usinas são limitadas. Expansões de capacidade de produção de gusa deverão ser abastecidas com finos, os quais necessitarão aglomeração, para uso nos altos-fornos.

- *Polo do Espírito Santo*: As unidades de produção desse polo estão localizadas na região da grande Vitória, capital do estado do Espírito Santo. Também, aproveita-se da infraestrutura mina-ferrovia-porto da mineradora Vale S.A., para o seu abastecimento de minério de ferro e para o escoamento da produção de gusa. Neste particular, a estrada de ferro Vitória-Minas e os portos da Vale desempenham papel importante para esse negócio. A indústria do gusa é abastecida com minério de ferro granulado do

quadrilátero ferrífero e, dependendo do mercado, faz uso também de parcelas de pelotas, oriundas do complexo pelletizador da Vale S.A., localizado em Vitória. No futuro, em face da escassez de granulados do quadrilátero, deverá ser abastecido com minérios finos e ou com pelotas da região.

- Polo de Corumbá: É o de menor capacidade produtiva, situando-se no entorno da região de Corumbá, MS. O distrito mineiro de ferro e manganês de Corumbá compreende os depósitos de Jacadigo, Rabicho, Santa Cruz, Serras do Urucum e Tromba dos Macacos. As principais reservas de minério de ferro dessa região pertencem a Vale S.A., tendo a Argentina como o principal mercado. Esse polo, em desenvolvimento, abastece-se com minério granulado tipo hematitinha, de teor próximo a 63% Fe, fornecido pelas mineradoras da região. São necessários estudos geológicos mais aprofundados, visando caracterizar as reservas de hematita compacta e o potencial de geração de granulados, no longo prazo. A infraestrutura para escoamento da produção de gusa é bem mais restrita, comparativamente às existentes, nos demais polos.

Na figura 2, apresenta-se a evolução da produção brasileira de gusa, relativa aos produtores independentes, e também do consumo equivalente de minério de ferro.

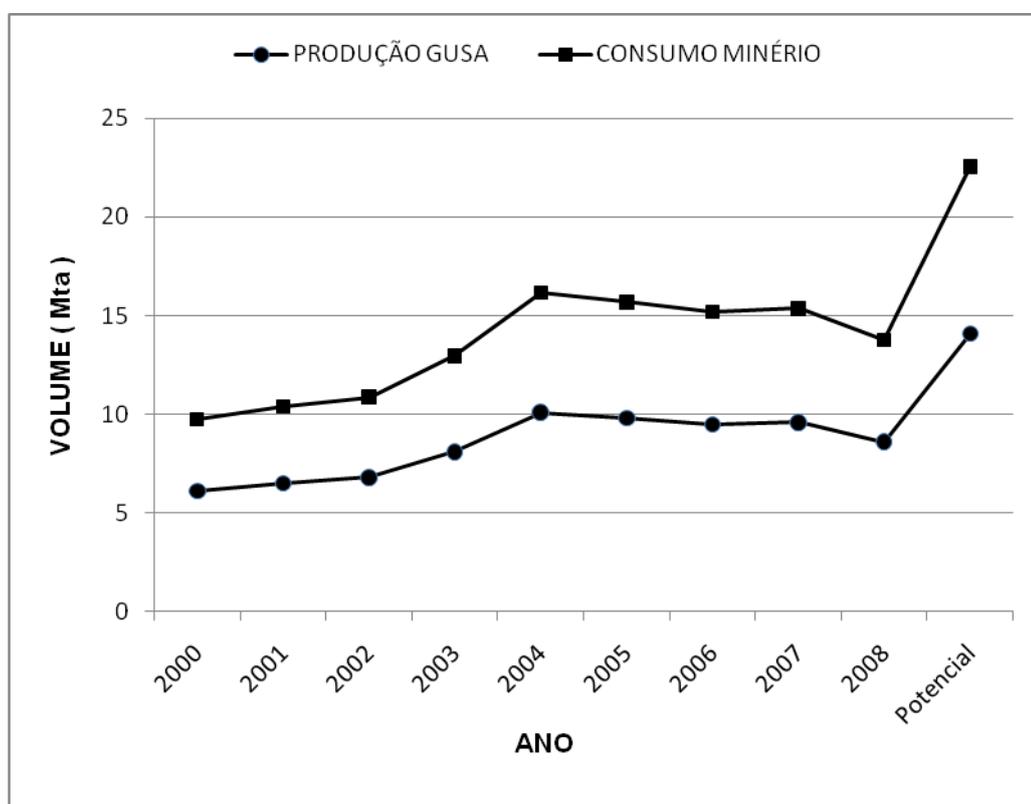


Figura 2 – Evolução da produção de gusa e do consumo de minério. <sup>(1,3)</sup>

Conforme se pode constatar, a indústria vinha operando desde 2004, no patamar estabilizado 9 a 10 Mta de gusa, correspondendo ao consumo de 14 a 16 Mta de minério de ferro, basicamente do tipo granulado. Considerando-se a capacidade nominal de produção, verifica-se que a indústria opera com 30% de ociosidade e que o potencial de consumo de minério de ferro, a plena carga, seria de 22 Mta. Nesse cenário, e tendo-se em vista a produção brasileira de minério de ferro, estima-se que a indústria de gusa consuma *apenas* 5% do minério produzido no país. Desta forma, em termos de volume, os produtores independentes estarão bem supridos, no curto, médio e longo prazos.

Com a crise financeira global de 2008, houve um impacto muito grande na indústria brasileira de gusa, em vista da drástica queda na produção de aço dos Estados Unidos (principal mercado para o gusa), bem como da significativa redução no preço de exportação. No último trimestre de 2008, houve fechamento de muitos altos-fornos, refletindo negativamente na produção de gusa desse ano. A indústria paralisou-se, praticamente, no primeiro semestre de 2009, aguardando o reaquecimento da economia e a volta do crescimento da produção mundial de aço.

Fortemente dependente da siderurgia nos países desenvolvidos, e tendo a sucata de aço como um forte competidor no mercado de ferro primário, a estabilidade da indústria brasileira de gusa é bastante frágil, em relação a crises globais. Assim, estratégias de consolidação, bem como de verticalização downstream, na busca de uma configuração de mini-mill, para atendimento regional da demanda de aço brasileira, seriam oportunas para esse setor. Com uma maior estabilidade em suas operações, a demanda de minério de ferro regional estaria fortalecida, melhorando as condições de desenvolvimento socioeconômico.

### 3 - A MINERAÇÃO DE FERRO E A SIDERURGIA <sup>(6)</sup>

A mineração de ferro vem experimentando uma expansão vertiginosa nos últimos anos, fruto da grande escalada de produção e consumo de aço nos países asiáticos, em especial, na China.

O minério de ferro é a matéria prima básica da siderurgia, respondendo pelas unidades metálicas (Fe) de alimentação dos reatores de redução, como o alto-forno e os módulos convencionais de redução direta. Processado nessas instalações, o minério dá origem ao ferro primário (gusa ou DRI/HBI) que, tratado nas aciarias, converte-se em aço. É importante ressaltar que a sucata de ferro e aço tem, também, um importante papel na siderurgia, haja vista sua utilização direta nos fornos elétricos a arco e nos conversores a oxigênio. No entanto, tem um peso muito menor que o minério de ferro, respondendo por cerca de 30% do suprimento de unidades de ferro à siderurgia.

Através da figura 3 <sup>(6)</sup>, pode-se visualizar a relação entre a mineração de ferro e a siderurgia, mais detalhadamente. Através das operações de lavra, faz-se a extração do minério da jazida, encaminhando-se o produto bruto, run of mine, para o tratamento. Aí, o material é submetido a uma série de operações de fragmentação, classificação por tamanhos, concentração, desaguamento, etc., visando adequá-lo química, física e metalurgicamente para atendimento das exigências dos processos siderúrgicos. Um ponto muito importante para caracterizar os produtos minerais que saem da usina de tratamento é o estado de tamanho das partículas minerais ou mesmo da sua distribuição granulométrica.

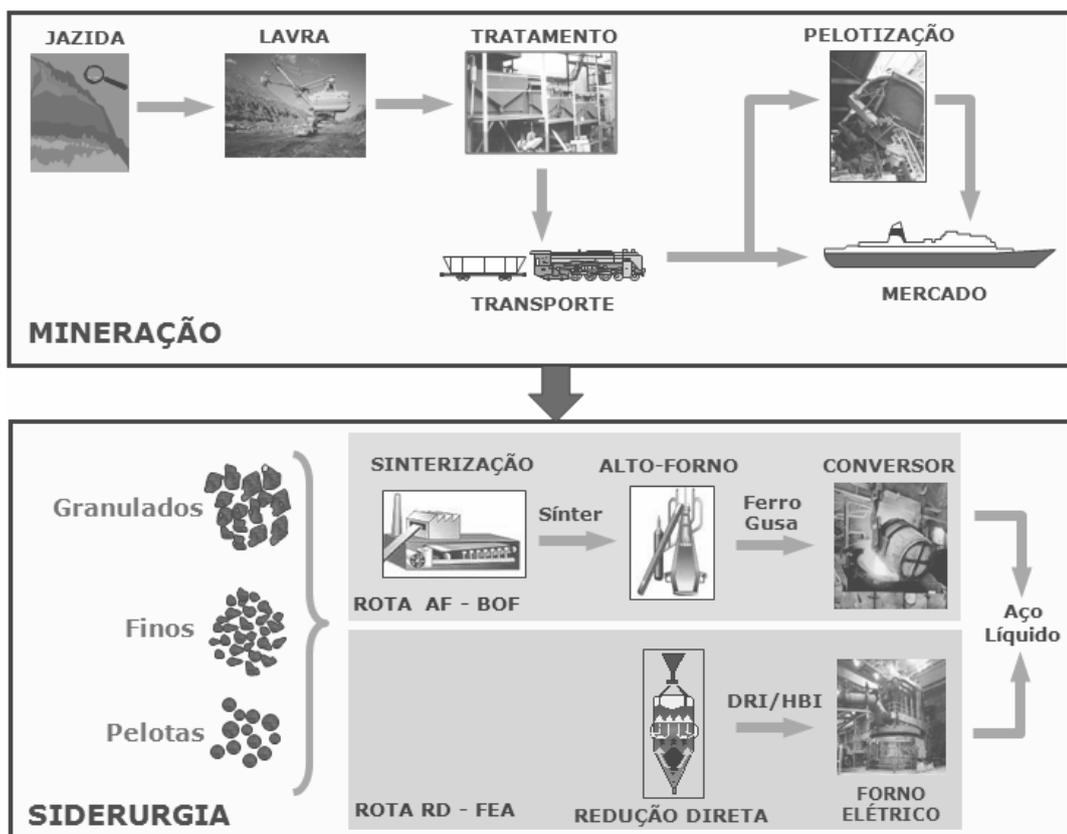


Figura 3 – A mineração de ferro e a Siderurgia. <sup>(6)</sup>

Durante o desmorte, lavra, fragmentação e manuseio, muitos finos são gerados, os quais são inadequados ao uso direto nos reatores de redução, sendo aglomerados previamente, através da sinterização ou pelletização. Genericamente, poderiam ser nominados os seguintes produtos minerais de ferro, em função do tamanho:

<u>Produto</u>	<u>Faixa de Tamanho (mm)</u>	<u>Aplicação Básica</u>
. Granulado	4,0 a 31,7	Alto-forno e Redução Direta

. Sinter Feed	0,15 a 6,3	Aglomeração via Sinterização
. Pellet Feed	< 0,15	Aglomeração via Pelotização

A mineração de ferro é tanto mais econômica, quanto mais granulado é possível gerar. A qualidade das reservas é determinante, nesse aspecto. Os processos de concentração e aglomeração são de alto custo operacional, requerem grandes montantes de investimento e têm considerável impacto ambiental. A produção de sinter feed e pellet feed nas minas implica na necessidade de sua prévia aglomeração, para que possam ser utilizados na siderurgia. A grande vantagem dos processos de aglomeração é a possibilidade de agregar significativo valor aos produtos, sinter e pelotas, através de ajustes e controles de suas propriedades químicas, físicas e metalúrgicas. Neste sentido, tem-se o conceito de carga elaborada para os reatores siderúrgicos, assunto bastante discutido e publicado na literatura mundial. Granulado, sinter e pelota constituem-se, então, nos elementos básicos para alimentação dos reatores de redução siderúrgicos, na cadeia de produção de aço, segundo as duas rotas consolidadas, em escala global:

- . Alto-forno (AF) – Conversor a Oxigênio (BOF) e
- . Redução Direta (RD) – Forno Elétrico a Arco (FEA)

Enquanto que na primeira o ferro primário é obtido na forma líquida no alto-forno, para alimentação do BOF, na segunda, o ferro é gerado em estado sólido nos reatores de redução direta, para carga do FEA. Essas particularidades, dentre outras, são fundamentais na definição das cargas metálicas desses reatores, de forma que na mineração são tomados todos os cuidados para que os produtos de minério de ferro tenham performance adequada. De maneira geral, as cargas metálicas típicas dos altos-fornos e reatores de redução direta são:

<u>Reator</u>	<u>Carga Típica (tamanho das partículas)</u>
. Alto-forno	Granulado (4 a 32 mm), Sínter (4 a 50 mm), Pelota (8 a 18 mm)
. Redução Direta	Granulado (6,3 a 32 mm), Pelota (8 a 18 mm)

Diferentes minérios de ferro, devido às variadas gêneses, apresentam propriedades distintas. Em consequência, mostram performance e comportamento variáveis, não só nas operações de lavra e beneficiamento, como também nos reatores siderúrgicos de aglomeração e redução.

#### 4 - AS RESERVAS DE MINÉRIO DE FERRO <sup>(6)</sup>

O ferro compõe a litosfera em cerca de 4,2%, sendo relativamente abundante. Os principais minerais que contêm ferro são a hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$  – 69,9 % Fe), a magnetita ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$  – 72,4 % Fe), a siderita ( $\text{FeCO}_3$  – 48,3 % Fe) e complexos hidratados, como a limonita e a goethita, com teores variados de ferro, dependendo do grau de hidratação.

Segundo o USGS (United States Geological Survey), instituto de pesquisas geológicas do governo americano, *os recursos totais de minério de ferro na terra são estimados em 800 bilhões de toneladas, com ferro contido de 230 bilhões de toneladas, ou um teor médio equivalente de 28,8 %.*

As formações ferríferas bandadas, com camadas alternadas de sílica e hematita, denominadas Itabiritos, constituem-se nos recursos minerais de maior relevância, como é o caso típico brasileiro do quadrilátero ferrífero, em Minas Gerais. Essas formações primárias, enriquecidas em ferro através de processos geológicos, possibilitaram a geração de depósitos minerais ricos, com coexistência de hematita e itabiritos.

O minério de ferro é, quase que totalmente, utilizado na indústria siderúrgica para a obtenção de ferro e aço (> 97 %). Parcelas pequenas do montante de produção são destinadas às indústrias de cimento, química, etc.

Após a segunda grande guerra, os recursos econômicos de ferro, (reservas medidas + indicadas + inferidas), vêm aumentando significativamente a nível mundial, em virtude de:

- Intensificação das *pesquisas geológicas*,
- Avanços significativos nas tecnologias de mineração e de tratamento de minerais,
- Desenvolvimento das tecnologias de aglomeração (aproveitamento dos finos),
- Aspectos favoráveis de mercado, etc.

Particularmente, no Brasil, a evolução dos recursos econômicos mostrou um crescimento substancial, no período 1950 a 2000, principalmente com a incorporação dos itabiritos de Minas Gerais e a descoberta da província mineral de Carajás, no Pará. No ano de 1999, esses recursos somavam cerca de 58 bilhões de toneladas e, em 2005, 70 bilhões de toneladas, com teor de ferro médio da ordem de 50 %.

Os dados consolidados a nível mundial pelo USGS, referentes às reservas de minério de ferro, (medida + indicada - m+ i), apontam para valor da ordem de 340 bilhões de toneladas, conforme mostra a tabela 2.

Quando se considera o volume de ferro contido nessas reservas, há de se destacar 5 países, configurados na tabela 3.

Em termos de ferro contido, o Brasil situa-se em 5º lugar, na detenção das reservas mundiais de minério de ferro. Porém, em termos de teor ou concentração em ferro, esse posicionamento muda significativamente para a 3ª posição. Quando são analisados outros elementos da composição química, tais como SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, P, S, Ti, V, Pb, Na<sub>2</sub>O, K<sub>2</sub>O etc., impurezas e elementos deletérios para a siderurgia, as reservas brasileiras situam-se lugar de absoluto destaque, configurando-se como as mais puras, mundialmente.

O aspecto do teor de ferro coloca o Brasil em posição de real vantagem competitiva em custos de lavra e beneficiamento, em relação a China e Ucrânia que apresentam teores médios de 33 e 29%, respectivamente. Embora a Rússia se configure com reserva e teor médio em patamares elevados, ainda não se mostrou como um grande produtor de minério de ferro, para fins de exportação e competição no mercado internacional. Questões ligadas à falta de infraestrutura e logística, bem como à ocorrência de elementos químicos, contaminantes e indesejáveis, têm sido fatores determinantes, nesse atraso. A Ucrânia também tem problemas dessa ordem, com o agravante de reservas com baixo teor.

*Em termos de Siderurgia Brasileira, considerando-se as demandas de minério de ferro atual e projetada, assim como as reservas do país, pode-se dizer que as empresas desse setor estarão seguras quanto ao suprimento, em quantidade e qualidade, com benefícios para a sua competitividade.*

Analisando-se o quadro geral de produção de minério de ferro, tabela 2, constata-se que Brasil, Austrália e China são os mais importantes partícipes do negócio minério de ferro, nos últimos anos. Têm grandes reservas desse material e experimentam níveis de produção crescentes, num ritmo impressionante. Embora o minério Chinês seja pobre, contenha elevado grau de contaminantes, exija processos complexos de lavra e beneficiamento (custos), a sua produção se justifica, em vista do alto preço CIF dessa matéria prima, quando importada de outros países. É importante salientar que a China vem sendo o maior consumidor e importador de minério de ferro a nível mundial, já há bastante tempo, enquanto os demais países apresentam consumo estável ou com ligeiro crescimento (em termos absolutos).

No período 2005 a 2007, a produção mundial de minério de ferro cresceu 400 milhões de toneladas, passando de 1,5 para 1,9 bilhão de toneladas. Austrália, Brasil e China responderam pela maior parte desse crescimento.

Quanto à produção chinesa, presume-se que esteja mais relacionada ao minério bruto, tipo run of mine, com teor de ferro próximo de 30%. Como esse material não poderia ser utilizado na siderurgia, sem prévia concentração, IISI-WSA, UNCTAD e empresas de consultoria procederam a equalização dos números de produção, calculando-se os montantes equivalentes, com teor de ferro de 62%, (médio das importações da China).

*Nesse cenário, mostrado na tabela 2, o Brasil e a Vale figuram como os maiores produtores de minério de ferro do mundo, não só em qualidade, como também em quantidade.*

Embora as reservas Brasileiras venham aumentando no tempo, é importante destacar que esse crescimento tem um grande peso dos itabiritos de Minas Gerais, mais especificamente, do quadrilátero ferrífero. Novas *pesquisas geológicas* não têm relatado ocorrências de hematita compacta, em montante apreciável. Ao contrário, muitos estudos têm mostrado que novos jazimentos serão basicamente de itabirito, podendo gerar até *100% de pellet feed*, no beneficiamento.

Tabela 2 – Reserva mundial e produção de minério de ferro. <sup>(6)</sup>

País / Empresa	RESERVA Medida + Indicada		RESERVA Lavrável		PRODUÇÃO t x 10 <sup>6</sup>				
	t x 10 <sup>6</sup>	% Fe	t x 10 <sup>6</sup>	% Fe	2005	2006	2007	Δ (2007-2005)	Δ % (2007-2005)
<b>BRASIL</b>	<b>27.000</b>	<b>52</b>	<b>16.000</b>	<b>56</b>	<b>281</b>	<b>318</b>	<b>370</b>	<b>89</b>	<b>32</b>
Vale	7.619	-	-	-	245	264	296	51	21
<b>AUSTRÁLIA</b>	<b>45.000</b>	<b>62</b>	<b>16.000</b>	<b>63</b>	<b>262</b>	<b>275</b>	<b>320</b>	<b>58</b>	<b>22</b>
BHPB	2.272	-	-	-	105	108	111	6	6
Rio Tinto	2.339	-	-	-	159	153	179	20	13
<b>CHINA ( * )</b>	<b>46.000</b>	<b>33</b>	<b>21.000</b>	<b>33</b>	<b>420</b>	<b>588</b>	<b>600</b>	<b>180</b>	<b>43</b>
( ** )					247	310	290	43	17
Canadá	3.900	64	1.700	65	30	34	33	3	10
Estados Unidos	15.000	31	6.900	30	54	53	52	-2	-4
Índia	9.800	63	6.600	64	140	140	160	20	14
Irã	2.500	60	1.800	56	19	20	20	1	5
Casaquistão	19.000	39	8.300	40	16	19	23	7	44
Mauritânia	1.500	67	700	57	11	11	11	0	0
México	1.500	60	700	57	12	11	12	0	0
Rússia	56.000	55	25.000	56	97	102	110	13	13
África do Sul	2.300	65	1.000	65	40	41	40	0	0
Suécia	7.800	64	3.500	63	23	23	24	1	4
Ucrânia	68.000	29	30.000	30	69	74	76	7	10
Venezuela	6.000	60	4.000	60	20	23	20	0	0
Outros países	30.000	57	11.000	56	46	67	70	24	52
<b>Total Mundial</b>	<b>340.000</b>	<b>47</b>	<b>150.000</b>	<b>49</b>	<b>1.540</b>	<b>1.799</b>	<b>1.941</b>	<b>401</b>	<b>26</b>

Obs.: ( \* ) USGS, IISI e UNCTAD relatam que esses números oficiais de produção da China incluem minérios muito pobres, tipo run of mine.

( \*\* ) Montantes de produção chinesa, após equalização para teor de ferro do produto igual a 62% (médio das importações).

Tabela 3 – Características das principais reservas de minério de ferro.

PAÍS	FERRO CONTIDO ( t bilhão )	RESERVA (m+i) ( t bilhão )	Fe %
1o. Rússia	31	56	55
2o. Austrália	28	45	62
3o. Ucrânia	20	68	29
4o. China	15	46	33
5o. <i>Brasil</i>	14	27	52

A figura 4 mostra, de forma genérica e qualitativa, a evolução das reservas de minério de ferro do quadrilátero ferrífero, a partir da década de 1950. Como colocado, a participação da hematita vem se reduzindo à medida que a de itabirito vai crescendo.

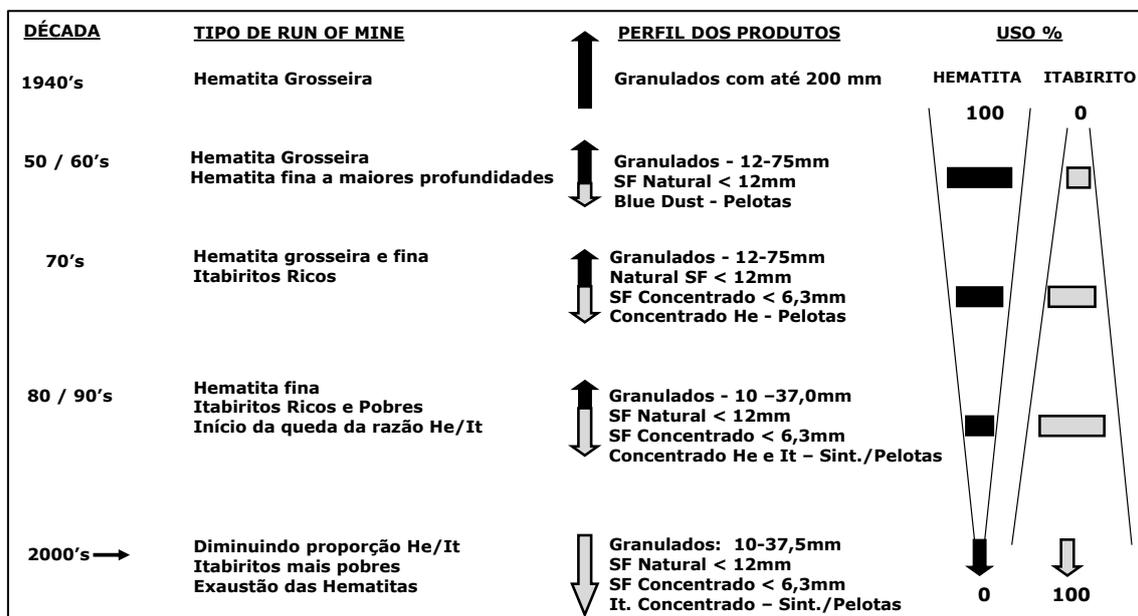


Figura 4 – Degradação das reservas de hematita do quadrilátero. <sup>(6)</sup>

Os seguintes pontos merecem destaque, na análise desses dados:

- As hematitas estão em processo de exaustão nas reservas conhecidas do quadrilátero e, por conseguinte, deverá haver *escassez de granulado*, em futuro não muito distante,
- Sendo mais pobres em ferro, os itabiritos necessitam de usinas mais complexas de beneficiamento, com etapas de concentração mais sofisticadas e menores índices de recuperação metálica,
- A geração de minério ultrafino, tipo pellet feed, estará aumentando, principalmente com o advento dos novos projetos,
- A *pelotização* vai se configurando e se fortalecendo como um caminho para mineração, em vista do crescente pellet feed, e também para a siderurgia, devido à redução da disponibilidade de granulado (pelotas como substituto).

Nesse cenário, os custos de capital e operacionais da mineração estarão sendo impactados negativamente. O aumento da produtividade será arma fundamental para que não haja perda de competitividade da mineração de ferro, num ambiente cada vez mais global. De outro lado, a siderurgia estará readequando a carga metálica de seus reatores de redução, podendo tirar proveito do benefício de se usar maior quantidade de *pelotas* em substituição a parcelas de granulado.

A nível mundial, também, observa-se uma degradação das reservas e da produção de granulado, tanto em volume, quanto em qualidade .

*Em 1983, a produção mundial de granulado era de 107,5 milhões de toneladas, e representava 45% do mercado transoceânico e 25% da produção mundial de minério de ferro. Em 2000, a despeito do crescimento considerável da produção de minério, o montante de granulado já havia caído para 77,1 milhões, representando apenas 19% do transoceânico e 7,6% da produção mundial de minério.*

Quanto à qualidade, constata-se uma piora progressiva na resistência e nas características químicas (Fe, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, P, álcalis, etc.) dos granulados disponíveis no mercado. Há empresas no quadrilátero ferrífero, gerando granulados com teor de SiO<sub>2</sub> na faixa de 8 a 12%, o que impacta significativa e negativamente o volume de escória e o consumo de carbono, nos altos-fornos. Nesse cenário de escassez de granulados, os produtores independentes de gusa terão uma competição acirrada com as grandes usinas brasileiras e integradas a coque, na busca por esse material.

Quando se analisam os novos projetos de empresas estabelecidas e de potenciais emergentes, verifica-se que uma série relativamente grande estará gerando *pellet*

*feed*, em volume crescente e, por vezes, significando toda a futura produção. Nessas condições, os investimentos crescem e, devido à maior complexidade das operações de mineração e beneficiamento, haverá acréscimos substanciais nos custos operacionais. Alguns desses projetos poderiam ser citados, para confirmação dessa realidade, conforme mostra a tabela 4.

Tabela 4 – Geração de pellet feed em novos projetos brasileiros.

<i>PROJETO</i>	<i>CAPACIDADE (Mta)</i>	<i>ESTADO</i>	<i>% PELLETT FEED</i>
Ferrous Mining	50	MG	100
Anglo Ferrous / Minas- Rio	33	MG	100
Usiminas / Serra Azul	28	MG	50
Namisa/CSN-JSM	40	MG	40
Bahia Mineração	15	BA	100
<i>TOTAL</i>	<i>166</i>	<i>-</i>	<i>77</i>

Assim, a *pelotização* estará se evidenciando como a tecnologia adequada para tratar e aglomerar esse pellet feed em pelotas, possibilitando o seu aproveitamento como carga dos reatores de redução siderúrgicos, em especial, do alto-forno. A *pelotização* continuará reinando absoluta, até que *novas tecnologias de redução* possam fazer uso direto desses finos, em escala econômica e comercial. Muitas tentativas e investimentos têm sido dirigidos nesse sentido, pesquisando-se rotas inovadoras e, por vezes, radicais. Até o presente momento, nenhuma delas foi provada e consagrada em caráter industrial, destacando-se as seguintes mais estudadas: *DIOS, Finmet, Circored, Circofer, Iron Carbide, Hismelt, Tecnored, Finex, etc.* Pesquisas nesse sentido devem ser incentivadas, assim como aquelas dirigidas para maior uso de pellet feed em sinterização, aglomeração a frio, etc.

## 5 – ALTERNATIVAS DE SUPRIMENTO DE MINÉRIO DE FERRO - VANTAGENS DOS AGLOMERADOS

Considerando-se que a indústria brasileira de gusa, capitaneada pelos produtores independentes, tem o minério de ferro *granulado* como a base de suas operações, e que esse minério já se encontra em estágio avançado de extinção, tanto em volume, quanto em qualidade, haverá a necessidade de se desenvolver um planejamento, visando a sua substituição parcial ou total. Sendo consumidora de minério, no

mercado brasileiro, esforços deverão ser desenvolvidos com as mineradoras, para contornar o problema. Como a Vale S.A. é a empresa brasileira que detém a maioria das reservas no país e tem implantada uma ampla estrutura de produção de finos, e também de pelotas, poderá disponibilizar alternativas competitivas de suprimento dessa indústria.

De outro lado, como as empresas produtoras de gusa são de pequeno porte, poderão buscar alternativas tecnológicas que estão sendo disponibilizadas, no mercado, procedendo verticalização upstream. Há empresas brasileiras desenvolvendo minitecnologias de aglomeração de finos de minério de ferro, tanto no âmbito da sinterização, quanto no da pelletização. Neste aspecto, pode ser citada a MINITEC Minitecnologias Ltda., localizada em Divinópolis, MG, a qual trabalha com mini-usinas de aglomeração, com capacidade de produção na faixa de 0,5 a 1,0 Mta de sínter e pelotas.

Há, ainda, opções em franco desenvolvimento, relativas à produção de aglomerados a frio (bloquetes, pelotas e briquetes), as quais poderão ser consideradas em estudos de viabilidade econômica. A tabela 5 apresenta alternativas tecnológicas, envolvendo os processos de aglomeração, sob a ótica da operação de mini-altos-fornos a carvão vegetal, com minério granulado. São destacados os pontos fortes e fracos, os quais poderão ser considerados nos estudos de cenários.

Se por um lado haveria aumento de custos de investimento e de minério de ferro para os produtores independentes de gusa, por outro, eles poderiam tirar proveito das vantagens de se trabalhar com carga elaborada, nos altos-fornos.

Experiências realizadas em pequenos e grandes altos-fornos demonstraram performances de cargas elaboradas significativamente superiores àquela com o uso de minério granulado. A melhor qualidade química, física e metalúrgica do sínter e da pelota possibilita aumento de permeabilidade da carga no alto-forno, com grande aumento de produtividade e redução do consumo de carbono/carvão.

Como exemplo dessa performance superior dos aglomerados, e em especial das pelotas, na tabela 6, são mostrados os resultados de teste industrial, conduzido pela Vallourec & Mannesmann,<sup>(7)</sup> em 2001, em mini-alto-forno a carvão vegetal, com capacidade nominal de 400 t/dia de gusa em operação com granulado, 248 m<sup>3</sup> de volume útil e produtividade nominal de 1,61 t / m<sup>3</sup> volume útil / dia.

Grandes siderúrgicas europeias<sup>(8)</sup>, integradas a coque, operam com diferentes cargas de minério, privilegiando os aglomerados tipo sínter e pelotas, em combinação com granulados. A figura 5 mostra como a carga elaborada (sínter + pelotas) melhora a produtividade dos fornos, medida em t/m<sup>2</sup> de cadinho/dia.

Tabela 5 – Alternativas tecnológicas de aglomeração de finos de minério de ferro

PROCESSO	VANTAGENS	DESVANTAGENS
SINTERIZAÇÃO	<ul style="list-style-type: none"> <li>. Tecnologia dominada</li> <li>. Disponibilidade de sinter feed</li> <li>. Qualidade metalúrgica</li> <li>. Mini-plantas em operação</li> <li>. Alta performance no Alto-forno</li> <li>. Moderados CAPEX e OPEX</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>. Alto volume de escória</li> <li>. Baixa resistência ao transporte</li> <li>. Emissão de CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> e dioxinas</li> </ul>
PELOTIZAÇÃO CONVENCIONAL	<ul style="list-style-type: none"> <li>. Tecnologia dominada</li> <li>. Crescente disponibilidade de pellet feed</li> <li>. Qualidade química, física e metalúrgica</li> <li>. Alta performance no Alto-forno</li> <li>. Baixo volume de escória</li> <li>. Resistência ao transporte</li> <li>. Baixa emissão de gases (CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, dioxinas)</li> <li>. Baixos níveis de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, P e S</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>. Altos CAPEX e OPEX</li> <li>. Operações unitárias mais complexas</li> </ul>
AGLOMERAÇÃO A FRIO (bloquetes, pelotas e briquetes)	<ul style="list-style-type: none"> <li>. Baixo consumo de energia</li> <li>. Operações unitárias simples</li> <li>. Baixo CAPEX</li> <li>. Flexibilidade no uso de finos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>. Tecnologia em desenvolvimento</li> <li>. Uso limitado no Alto-forno</li> <li>. Alto volume de escória</li> <li>. Aditivos complexos e caros</li> </ul>

Tabela 6 – Alta performance de pelotas no alto-forno da V&M. <sup>(7)</sup>

V & M - ALTO FORNO 2: Capacidade Nominal - 400 t/dia Volume Trabalho - 248 m <sup>3</sup> Produtividade Nominal - 1,61 t/m <sup>3</sup> /dia Taxa de injeção (PCI) - 100 a 150 kg/t		
Performance	Período Base Janeiro a Agosto 2001	Período Teste Setembro a Novembro 2001
1) Carga do Alto Forno		
% Granulado	80	30
% Pelotas	20	70
2) Produção (t gusa/dia)	500	700
3) Produtividade (t/m <sup>3</sup> /dia)	2,00	2,82
4) Consumo Carbono (kg/t)	470	417
5) Vazão de Ar (Nm <sup>3</sup> /h)	27000	34000

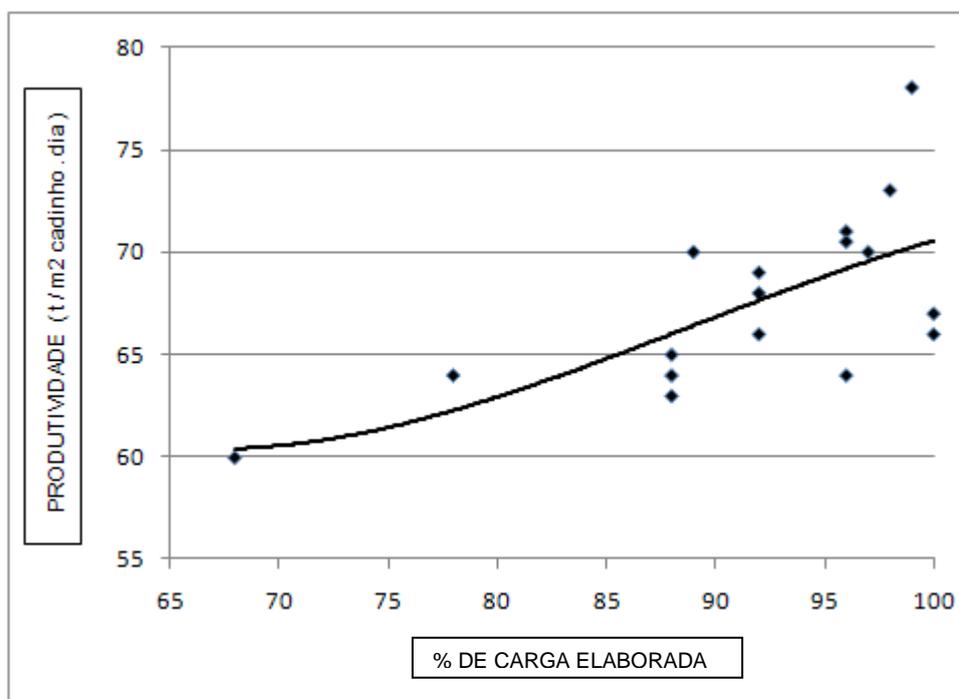


Figura 5 – Efeito de carga elaborada em alto-forno a coque. <sup>(8)</sup>

## 6 – CONCLUSÃO

A indústria brasileira de gusa desempenha um papel de relevância para o país, não só sob o ponto de vista econômico, mas também sob o enfoque do desenvolvimento social. Tem enfrentado, com muita criatividade e empenho, grandes desafios nos campos político, macro e microeconômico, ao longo dos anos. As cíclicas crises financeiras globais colocam à prova essa indústria, já que grande parcela de sua

produção se destina ao mercado de exportação. Tais desafios têm sido vencidos e o setor vem se fortalecendo e aumentando a produção de gusa.

Tendo o minério de ferro granulado como a base de alimentação dos altos-fornos, deverá enfrentar um novo desafio, em futuro breve e já na próxima década, haja vista que a disponibilidade desse insumo estará em declínio, em face da degradação e extinção das reservas de hematita compacta. Dessa forma, deverá se empenhar na busca de substitutos para o granulado, mantendo a lucratividade do setor.

O Brasil detém amplo domínio das tecnologias de aglomeração de finos de minério de ferro, tanto da sinterização, quanto da pelletização, além de lavar os minérios mais puros existentes no mundo. Assim, os produtores independentes de gusa têm à sua disposição a alternativa de substituir total ou parcial o granulado, pelo sinter e ou pelota. Embora essa alternativa venha a acarretar custos de capital e ou de aquisição desses aglomerados, a indústria poderá tirar proveito dos grandes benefícios de se trabalhar com carga elaborada, nos altos-fornos.

#### REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. SINDIFER-MG: Sindicato da Indústria do Ferro de Minas Gerais. Anuário 2007. Dados estatísticos da indústria brasileira de gusa. Minas Gerais, Brasil. [www.sindifer.com.br/Anuario\\_2007.html](http://www.sindifer.com.br/Anuario_2007.html)
2. MINITEC Minitecnologias Ltda. Empresa envolvida no desenvolvimento de minitecnologias de aglomeração de finos de minério de ferro. Divinópolis, MG, Brasil. [www.minitecnologias.com.br](http://www.minitecnologias.com.br)
3. AMS – Associação Mineira de Silvicultura. Anuário estatístico 2009. Minas Gerais, Brasil. [www.silviminas.com.br](http://www.silviminas.com.br)
4. Ferreira, E.G.; Calaes, G.D.; Amaral, J.A.G; Kruger, P.V.; A Indústria Brasileira do Gusa de Mercado. Contribuição Técnica elaborada para o CETEM, como livro da série estudos e documentos no. 66, CT2006-071-00. CETEM, Ministério da Ciência e Tecnologia, Rio de Janeiro, Brasil, Novembro 2006. [www.cetem.gov.br/publicacao/CTs/CT2006-071-00.pdf](http://www.cetem.gov.br/publicacao/CTs/CT2006-071-00.pdf)
5. Ferreira, G.E.; Calaes, G. D.; Gusa: Oportunidade de Agregação de Valor. Contribuição Técnica publicada no XXI Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, Volume 2, pgs. 359-365, Natal, RN, Brasil, Novembro 2005, [www.cetem.gov.br/publicacao/CTs/CT2005-094-00.pdf](http://www.cetem.gov.br/publicacao/CTs/CT2005-094-00.pdf)

6. Mourão, J.M., Estudo Prospectivo do Setor Siderúrgico, Nota Técnica, NT-TR02: Minério de Ferro e Pelotas – Situação Atual e Tendências 2025. Projeto coordenado pelo CGEE (Centro de Gestão de Estudos Estratégicos), Brasília, DF, e pela ABM, São Paulo, SP, Brasil, 2008. [www.cgee.org.br](http://www.cgee.org.br) / [www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)
7. Vilela, J.D.A.; Souza, J.L.; Cruz, J.G.; Gonçalves, P.M.; Velloso, C.M.: Alto-forno 2 da Vallourec & Mannesmann do Brasil; Recorde de Produção de Gusa e Consumo de Carbono. Contribuição Técnica para o XXXII Seminário de Redução de Minério de Ferro, patrocinado pela ABM, Vitória, ES, Brasil, Novembro de 2002. [www.abmbrasil.com.br](http://www.abmbrasil.com.br)
8. Virtala, J.; Stricker, K.P.; Perini, P.G.; Godjn, R.; Dufresne, P.; Dauwels, G.; Lacroix, P.; High blast furnaces productivity operations with low coke rates in the European Union. La Revue de Métallurgie – CIT, Mars 2001, pgs. 259-268, France. [www.revue-metallurgie.org](http://www.revue-metallurgie.org)

## ANEXO II

### **Sinopses dos trabalhos técnicos B e C**

- . Trabalho técnico B - Aumento do apelo técnico ao uso de pelotas em altos-fornos. <sup>(28)</sup>
- . Trabalho técnico C - Comparação entre as performances de sínter e pelota, na siderúrgica integrada a coque. <sup>(29)</sup>



## **Sinopse do trabalho técnico B: *Aumento do apelo técnico ao uso de pelotas em altos-fornos.* <sup>(28)</sup>**

### **B.1 – Resumo.**

Dos materiais que compõem a carga metálica do alto-forno, a pelota de minério de ferro é o de maior complexidade tecnológica. Trabalhando, normalmente, com concentrados minerais mais homogêneos, é possível ajustar os parâmetros de qualidade químicos, físicos e metalúrgicos das pelotas, para se ter um bom desempenho a diferentes temperaturas de redução. Com a escassez e a deterioração na qualidade dos minérios granulados, vem aumentando o interesse no uso de pelotas na carga dos altos-fornos. O forno de queima de pelotas possui um fluxo de gases regenerativo, que aumenta a eficiência térmica do processo e, por conseguinte, reduz o consumo de combustíveis fósseis, quando comparado com a sinterização. A consequência direta deste fato é uma menor emissão de gases causadores do efeito estufa. Além disso, a crescente preocupação pública com o meio ambiente vem tornando cada vez mais difícil o licenciamento de novas plantas de sinterização. Isto tende a aumentar a demanda por pelotas na Siderurgia.

### **B.2 – Práticas operacionais atuais dos altos-fornos.**

A estratégia para definir a carga metálica do alto-forno é um processo complexo que permite muitas soluções. Diversos fatores devem ser analisados, considerando-se a localização da usina, os objetivos operacionais, assim como os aspectos tecnológicos. Diferentes filosofias operacionais induzem a diferentes formas de abordar a questão, considerando-se as diversas práticas operacionais, a nível mundial. A participação de pelotas na carga metálica do alto-forno é um fator de diferenciação entre as várias usinas siderúrgicas.

#### **B.2.1. Minimização do custo de carga metálica.**

Uma estratégia bem definida para a seleção da carga metálica do alto forno é a minimização dos custos de matérias-primas ferrosas. Esta estratégia baseia-se no fato que o custo de gusa líquido é afetado, principalmente, pelos custos da carga metálica. Com a restrição na disponibilidade de granulados, esta filosofia resulta num maior desenvolvimento tecnológico do processo de sinterização, visando à seleção de matérias-primas. Segundo esta estratégia, a dependência de sinter feed de custo elevado é minimizada. A participação de pelotas na carga do alto-forno é reduzida dentro desta lógica, pois as pelotas possuem custos mais elevados de aquisição. Como, nesse conceito, a principal motivação é otimizar a produção de sínter, o desenvolvimento tecnológico avançou, no sentido de se obter um sínter com algumas propriedades similares às observadas para pelotas, na operação de altos-fornos. Por

exemplo: redução do teor de  $\text{SiO}_2$  para diminuir o volume de escória e melhorar as propriedades a altas temperaturas, redução do teor de  $\text{MgO}$ , etc.

### B.2.2 – Maximização da Produtividade.

A comparação do desempenho entre sinter e pelota no alto-forno, considerando-se os diferentes custos de aquisição e produção, pode resultar no aumento da participação de pelotas na carga. O aumento das restrições ambientais para a produção de sinter é, também, um fator a ser considerado nessa equação da definição de carga metálica. A estratégia que privilegia a maximização da produtividade do alto forno sempre implica no aumento da participação de pelotas. A tendência atual de se concentrar a produção de gusa em fornos mais eficientes, de grandes volumes, é outro fator que contribui para o aumento da participação de pelotas na carga. O ganho de produtividade, o menor custo de investimento em sinterização, as restrições ambientais e o uso mais eficiente do alto-forno podem compensar o maior custo de aquisição das pelotas.

### B.2.3 - Operação com 100% pelotas.

Esta filosofia operacional é baseada no uso intensivo de pelotas no alto-forno, por vezes em operação onde a pelota é o único componente da carga metálica. Esta opção é razoável, nas situações em que a atratividade da produção de sinter é baixa, devido às características do minério disponível, restrições ambientais, instalações antiquadas e/ou pelo custo de capital de novos projetos de sinterização. Geralmente, esses altos-fornos possuem alta produtividade e baixo consumo de combustível, o que gera uma condição economicamente favorável, associada ao uso maciço de pelotas na carga metálica. Essa situação é típica na América do Norte, ocorrendo, também em algumas siderúrgicas da Europa.

### B.3 – Impacto do uso de elevado percentual de pelotas nos altos-fornos.

O uso de maiores percentagens de pelotas na carga metálica resulta em modificações importantes nos processos de produção de gusa e de refino do aço. O primeiro impacto é o aumento do custo de matérias-primas. Entretanto, isto, não necessariamente, resultaria em um maior custo de gusa líquido e de aço acabado. Como regra geral, o aumento de pelotas carregadas no forno aumenta a produtividade e reduz o consumo de combustíveis. Essa conexão entre produtividade e quantidade de pelotas é clara para o siderurgista e deve-se a diversos fatores, tais como: redução do volume de escória, melhor escoamento dos gases na zona granular e melhor redutibilidade a baixa temperatura. O volume de escória é reduzido, devido ao menor teor de ganga das pelotas, enquanto que o escoamento dos gases é facilitado pelo seu formato regular. A redutibilidade a baixas temperaturas é maior do que outros materiais ferrosos, devido à combinação de pequeno tamanho de grão e maior porosidade das pelotas.

A redução do volume de escória reduz a quantidade de combustível necessária para fundi-la. A melhoria da fluidodinâmica da zona granular reduz a perda de carga nesta região o que, juntamente com a melhoria na redutibilidade a baixas temperaturas, reduz a quantidade de carbono necessária, na zona de reserva térmica.

Outro aspecto interessante é a diminuição do consumo de combustível do forno e, conseqüentemente, do aporte de enxofre, com o aumento do uso de pelotas. Disso resulta menor necessidade de dessulfuração do gusa.

O aumento do teor de MgO nas pelotas permite a operação de uma máquina de sinterização com teor residual de MgO, aumentando a produtividade dessa máquina de aglomeração.. Apesar da pelota, geralmente, ter temperaturas de amolecimento e fusão mais baixas que o sinter, o projeto conjunto de pelota e sinter resulta numa carga metálica mista com desempenho otimizado, em termos de suas propriedades a altas temperaturas. Isso ajuda a melhorar a permeabilidade e, conseqüentemente, a produtividade do Alto-Forno.

Em termos de composição química, as pelotas possuem um impacto positivo na subsequente operação de refino do aço, já que é possível produzir materiais com menor teor de fósforo, reduzindo-se os gastos com desfosforação. A alta pureza das pelotas, em muitos casos, compensa o uso de materiais mais pobres e de menores custos de aquisição.

A tendência de qualidade dos granulados indica uma piora generalizada, num futuro próximo, como apresentado na tabela B.1, seguinte.

Tabela B.1 - Qualidade atual e prevista para diferentes granulados, comercializados no mercado transoceânico.

CARACTERÍSTICAS		% Fe	% SiO <sub>2</sub>	% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	% P	% PF
Granulado A	Atual	65.5	3.35	1.45	0.050	1.20
	Futuro	65.3	3.70			
Granulado B	Atual	67.0	1.30	1.30	0.050	1.15
	Futuro	64.6	2.35	1.70	0.045	3.20
Granulado C	Atual	64.3	3.00	1.40	0.065	3.00
	Futuro	63.7	3.45	1.65	0.075	3.20
Granulado D	Atual	62.1	3.65	1.40	0.050	5.55
	Futuro	61.4	4.20	1.60	0.060	5.60

Resultados obtidos, através da combinação de modelo de redes neurais, métodos de otimização por programação linear para sinterização e CFD para o Alto-Forno, para diferentes cargas metálicas, em um alto-forno de grande volume (4.800 m<sup>3</sup>), são apresentados na figura B.1. As simulações foram realizadas, objetivando-se a manutenção da qualidade química da escória, enriquecimento do sopro com oxigênio e taxa de injeção de carvão pulverizado (PCI). Como apresentado nesta figura, o coque-rate e o volume de escória reduziram-se, com o aumento de pelotas na carga, enquanto que a produtividade foi aumentada. Dentre outros resultados, observou-se uma redução na relação CO/CO<sub>2</sub> no gás de topo, no teor de silício e no de enxofre do gusa. Com o aumento da fração de pelotas, o aumento da permeabilidade na zona granular permitiu o aumento do volume de sopro. É importante ressaltar que os resultados apresentados aqui são baseados em simulações de transporte de massa e calor e fluidodinâmica dos gases, em um leito poroso.

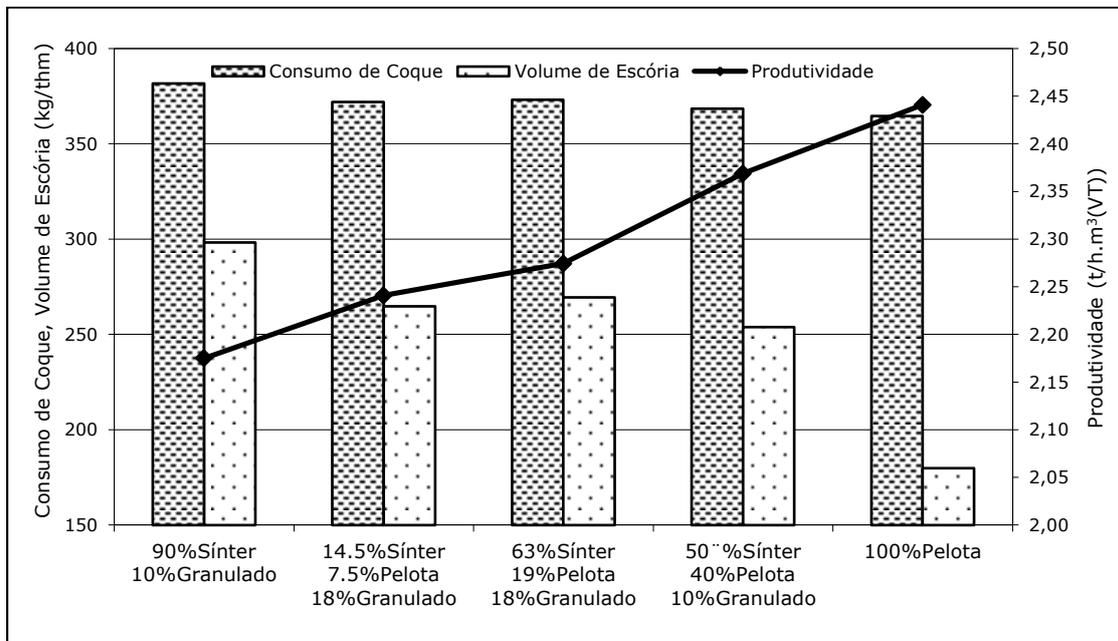


Figura B.1 - Variação do consumo de coque, volume de escória e produtividade do alto forno, para carga metálica com percentagem crescente de pelotas.

#### B.4 – Aspectos ambientais.

As diferenças conceituais de projeto entre as máquinas de sinterização e pelletização resultam em diferentes padrões de emissões. Usinas de pelletização, baseadas em forno de queima do tipo grelha móvel ou grelha-forno rotativo, emitem menos dioxinas e furanos do que as usinas de sinterização, principalmente devido ao perfil de temperatura e esquema de recirculação de gases. As emissões de SO<sub>x</sub>, também são

mais baixas, devido, principalmente, à maior eficiência no uso de combustível, assim como a possibilidade de se utilizar combustíveis de baixo teor de enxofre como, por exemplo, gás natural.

Em plantas convencionais de sinterização, são utilizados cerca de 50 kg de moinha de coque ou antracito moído por tonelada de sínter produzido, além do gás para o forno de ignição, aproximadamente, 2.5 Nm<sup>3</sup> de gás de coqueria por tonelada de sínter. O elevado teor de SiO<sub>2</sub> do sínter, necessário para atingir as propriedades mecânicas desejadas, requer um teor compatível de MgO e de CaO, para ajuste da basicidade. Normalmente, as fontes desses óxidos básicos são calcários calcítico e dolomítico, mas também podem ser usados dunito, serpentinito e olivina para o suprimento das necessidades de MgO, na sinterização e no Alto-Forno. À exceção dos calcários, as demais fontes possuem uma concentração de carbono muito baixa. Nessas condições, o processo de sinterização emitiria algo como 225 kg de CO<sub>2</sub> para cada tonelada de sínter produzida. Deste montante, aproximadamente 60 kg devem-se à calcinação do calcário

Em usinas de pelletização processando hematita, baseadas em grelha e forno rotativo, são consumidos cerca de 20 kg de carvão e 10 Nm<sup>3</sup> de gás natural por tonelada de pelota. No caso de usinas de grelha móvel, o consumo de combustíveis é de 15 kg de carvão e 15 Nm<sup>3</sup> de gás natural por tonelada de pelota. Independentemente do processo, a emissão de CO<sub>2</sub> deve ser em torno de 75 kg/t pelota produzida. Além disso, a produção de uma tonelada de pelotas consome cerca de 50 kWh de energia elétrica, enquanto que para uma tonelada de sínter este valor cai para 35 kWh. A conversão do consumo de energia elétrica em emissão equivalente de CO<sub>2</sub> varia, geograficamente.

Assim, independentemente de variações locais, as emissões de CO<sub>2</sub>, para ambos os processos de aglomeração, são bem diferentes e muito maiores no caso da sinterização. Além de eventuais ganhos devido à redução do consumo de combustíveis no alto-forno com elevado uso de pelotas, a troca de sínter por pelotas resultaria em menores emissões na cadeia inteira de produção. Esse efeito é apresentado, esquematicamente, na figura B.2, resultado de simulação para usinas operando dentro de excelentes condições e com diferentes quantidades de granulado na carga. Além disso, esta figura apresenta, também, o posicionamento de usinas siderúrgicas do mundo inteiro.

#### B.5 – Conclusão.

O uso de pelotas na siderurgia deverá aumentar, nos próximos anos. Não somente devido à escassez de granulados, mas também como um meio de aumentar a produtividade dos altos fornos e de reduzir o consumo de combustíveis. Além disso, a maior participação de pelotas na carga desses reatores de redução contribuirá para minimizar as emissões de CO<sub>2</sub>.

A composição da carga metálica dependerá de vários fatores, tais como: filosofia operacional, custos, condições do mercado, qualidade do aço, localização da usina siderúrgica, restrições ambientais, dentre outros.

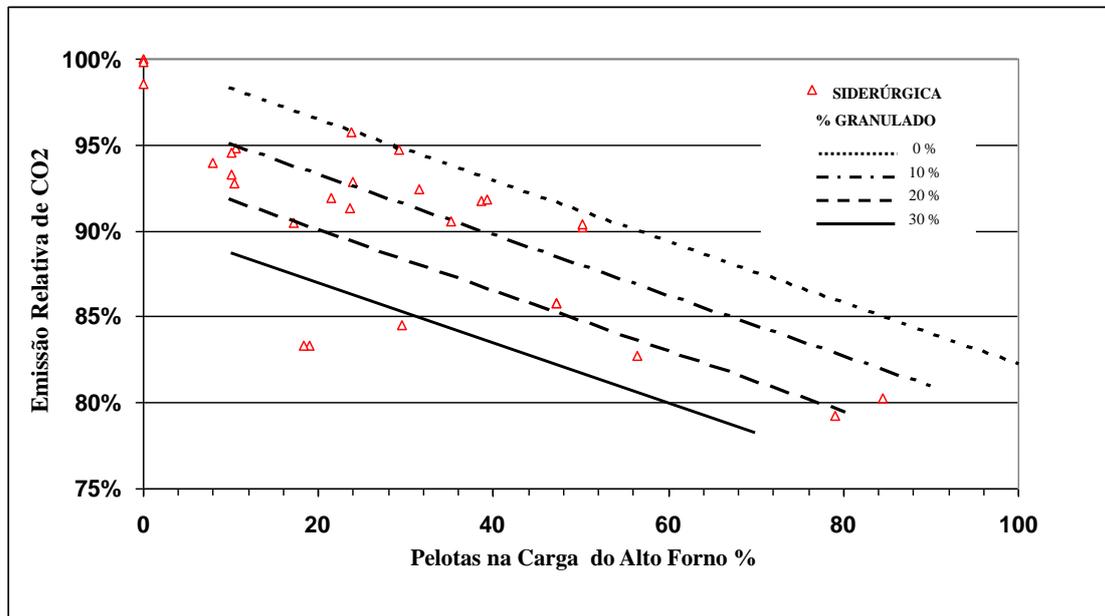


Figura B.2 - Taxa de emissão de CO<sub>2</sub>, em função da quantidade de pelotas na carga do alto-forno (retas calculadas para diferentes percentuais de granulado na carga metálica / triângulos representam diferentes usinas siderúrgicas).

**Sinopse do trabalho técnico C:** *Comparação entre as performances de sinter e pelota, na siderúrgica integrada a coque.* <sup>(29)</sup>

C.1 – Resumo.

A produção de minério de ferro mundial cresceu dramaticamente nos últimos anos, para atender à crescente demanda mundial de aço, especialmente na Ásia. As reservas de minério granulado e os recursos minerais de alto teor estão sendo esgotados, de forma que uma grande quantidade de pellet feed concentrado entrará em produção, com o avanço da lavra de depósitos de baixos teores em ferro. Plantas de aço integradas precisam utilizar, convenientemente, os recursos de minério de ferro disponíveis, visando otimizar a operação e o custo do aço. Neste trabalho, são discutidas as vantagens e desvantagens no uso de maiores quantidades de concentrado de minério de ferro, na produção de pelotas queimadas e seu uso nos altos-fornos. A produção de gusa, usando sinter e pelotas na carga dos altos-fornos, é também, avaliada num amplo aspecto operacional e ambiental.

C.2 – Comparando sinter e pelotas.

Pelotas e sinter diferem, significativamente, em suas propriedades químicas, físicas e metalúrgicas, e, por conseguinte, em seu desempenho dentro do alto-forno. Este artigo trata apenas das características químicas, que têm um impacto maior sobre as variáveis analisadas, tais como: produtividade do alto-forno, consumo de coque/combustível e produção de escória. As propriedades químicas típicas de sinter e pelotas para alto forno (AF), estas disponíveis no mercado transoceânico, estão listadas na tabela C.1.

Tabela C.1 - Propriedades químicas típicas de sinter e pelotas AF. <sup>(1,2)</sup>

ITEM	SÍNTER	PELOTAS AF
% Fe	55,0-58,0	62,0-66,0
% SiO <sub>2</sub>	5,0-6,0	2,0-5,0
% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,0-1,5	0,4–1,0
% CaO	9,0-11,0	1,0-4,5
% MgO	1,4-2,0	0,2–1,3
B2 =CaO/SiO <sub>2</sub>	> 1,7	0,8–1,2

Esta tabela mostra que as principais diferenças nas propriedades químicas, entre sinter e pelotas AF, são o conteúdo de ferro (Fe), a ganga ácida ( $\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ ) e a basicidade binária ( $\text{CaO}/\text{SiO}_2$ ). Da tabela, destaca-se o maior teor de ferro e o menor volume de escória das pelotas.

### C.3 – Avaliação do uso de sinter e pelotas no alto-forno.

Para uma simples comparação entre os usos de sinter e pelota nos altos-fornos, seis cenários específicos foram considerados. Em cada caso, foram caracterizados a proporção de sinter/pelota e o tipo de combustível injetado nas ventaneiras (PCI – carvão pulverizado ou NG – gás natural). Balanços de massa e energia foram calculados para cada um dos seis cenários, visando à obtenção de índices de desempenho (KPI's) que permitissem estabelecer comparações entre esses cenários. A tabela C.2 caracteriza os casos estudados.

Tabela C.2 - Parâmetros característicos para os diferentes cenários estudados.

Parâmetro	Cenário 1	Cenário 1A	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 3A	Cenário 4
Sinter %	65	65	0	65	65	0
Pelotas %	35 (AF1)	35 (AF2)	100 (AF3)	35 (AF1)	35 (AF2)	100 (AF3)
Injeção de combustível	PCI	PCI	PCI	NG	NG	NG

As propriedades químicas das matérias-primas, utilizadas nos seis cenários calculados, são mostradas nas tabelas C.3 e C.4. Três tipos diferentes de pelota, consistentes com as especificações amplamente demandadas no mercado, foram selecionados para avaliar os vários cenários operacionais do alto-forno:

- Pelota AF1 – de baixa sílica, fundente, usada para os cenários 1 e 3;
- Pelota AF2 – de alta sílica, ácida, usada para os cenários 1A e a 3A;
- Pelota AF3 – de média sílica, superfundente, usada para os cenários 2 e 4.

Por outro lado, as taxas de carregamento do alto-forno de sinter, pelota, fundentes e combustíveis, utilizados para cada um dos seis cenários, estão nas tabelas C.5 e C.6.

Tabela C.3 – Características químicas do sinter e dos três tipos de pelotas.

Material	% Fe	% SiO <sub>2</sub>	% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	% CaO	% MgO	CaO/SiO <sub>2</sub>
SÍNTER	57,7	5,0	1,5	9,0	1,1	1,8
Pelota AF1	66,2	2,2	0,6	1,8	0,2	0,8
Pelota AF2	64,8	5,0	0,6	1,2	0,2	0,2
Pelota AF3	63,8	3,0	0,6	3,6	1,1	1,2

Tabela C.4 - Propriedades do coque e dos materiais de injeção.

Material	% Cinzas	% Matéria volátil	% Carbono	Poder calorífico (MJ/kg)
Coque	13	0,5	86,5	32
Carvão PCI	13	22,5	64,5	30
Gás natural	-	-	73,7	40

Tabela C.5 - Composição das cargas do alto-forno, para a produção de 1 t de gusa, (Obs.: THM – ton of hot metal – tonelada de gusa líquido).

Descrição	Unidades	Cenário 1	Cenário 1A	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 3A	Cenário 4
SÍNTER	kg/THM	1.020	1.029	-	1.021	1.029	-
Pelota	kg/THM	549	554	1.494	550	554	1.494
Calcário	kg/THM	-	17	30	-	4	16
Quartzo	kg/THM	11	-	-	17	-	-

Tabela C.6 - Comparação entre as taxas de coque e combustíveis consumidos, para a produção de 1 t de gusa, (Obs. Taxa de combustível ajustado em kg/THM = taxa de coque + taxa de PCI x 0,9 + taxa de NG x 1,2).

Descrição	Unidades	Cenário 1	Cenário 1A	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 3A	Cenário 4
Taxa de coque	kg/THM	328	331	310	362	366	345
Taxa de PCI	kg/THM	180	180	180	-	-	-
Taxa de NG	kg/THM	-	-	-	100	100	100
Taxa de combustível ajustada	kg/THM	490	493	472	482	486	465

Os cálculos mostraram que o maior teor de ganga ácida do sinter implicou na geração de um maior volume de escória no alto-forno, para todos os casos em que ele foi utilizado na carga. Consequentemente, a taxa de consumo de coque aumentou, para suprir energia adicional, necessária para fundir o volume aumentado de escória. Os resultados dos cálculos são mostrados na tabela C.7.

Tabela C.7 - Comparação dos índices de desempenho do alto-forno (KPI's)

KPI's	Unidade	Cenário 1	Cenário 1A	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 3A	Cenário 4
Taxa de escória	kg/THM	259	273	188	254	253	168
Taxa de coque	kg/THM	328	331	310	362	366	345
Rendimento Gusa líquido/ Carga AF	t / t	0,61	0,61	0,66	0,61	0,61	0,66

Os cálculos confirmaram as maiores taxas de escória nos cenários 1, 1A, 3 e 3A, como resultado do uso de sínter na carga do alto-forno. Conforme esperado, as taxas de consumo de coque e as taxas globais de demanda de combustível foram, também, mais elevadas para esses cenários, em comparação com cenários 2 e 4, onde as cargas foram compostas de 100% de pelotas.

É importante enfatizar que as maiores taxas de consumo de combustível nos cenários com o uso de sínter, também, implicam em maiores emissões equivalentes de carbono no alto-forno.

A análise acima indica que benefícios significativos na operação de alto-forno podem ser alcançados, usando-se pelotas, ao invés de sínter, como o principal constituinte da carga do alto-forno. Especificamente, o uso de pelotas aumenta a produção de gusa líquido por tonelada de carga carregada, e com menor taxa de geração de escória, menores consumos de coque e combustível total. Os benefícios de consumo de combustível podem trazer economia operacional importante para o produtor de aço, conforme ilustrado na figura C.4.

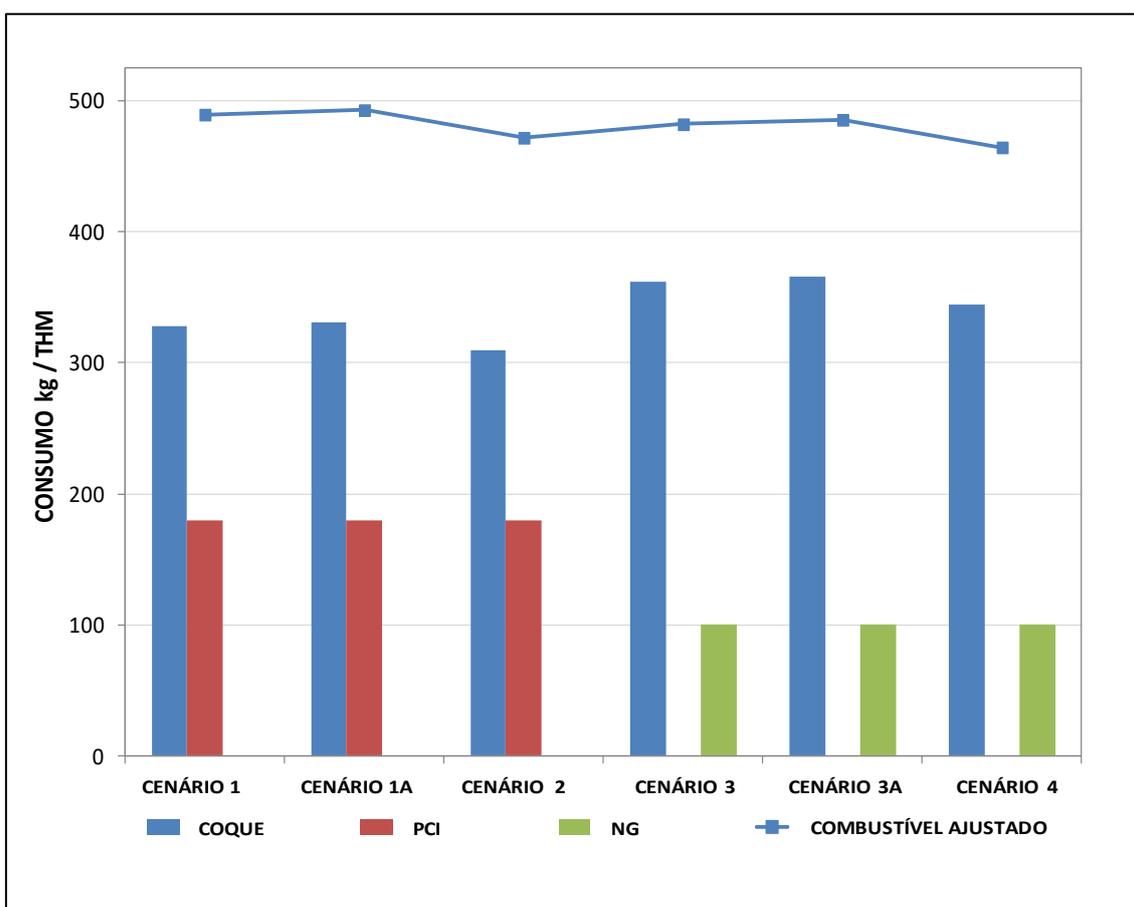


Figura C.4 - Comparação entre os consumos de combustível para a produção de 1 t de gusa, relativos aos seis cenários estudados.

#### C.4 - Impactos ambientais.

A comparação do impacto ambiental concentrou-se em quatro itens principais: emissões atmosféricas nos processos de aglomeração, emissões de carbono equivalentes no alto-forno, emissões de particulados em transporte/movimentação de materiais e capacidade de reciclagem de resíduos sólidos, gerados nas usinas siderúrgicas.

##### C.4.1 – Emissões atmosféricas na aglomeração.

A tabela C.8 compara as emissões típicas para os dois processos mais importantes de aglomeração de minério de ferro: sinterização e pelotização. Os números indicados são relativos a plantas instaladas em países da União Europeia, algumas delas consideradas como referência mundial.

Tabela C.8 - Valores médios de emissão atmosférica, em plantas de pelotização e sinterização da União Europeia. <sup>(4)</sup>

Emissões atmosféricas	Unidade	Sínterização	Pelotização
Fluxo de gás (emissão)	Nm <sup>3</sup> /t	1.500 - 2.500	1.940 - 2.400
Poeira	g/t	41 - 559	14 - 150
SO <sub>x</sub>	g/t	220 - 973	11 - 213
NO <sub>x</sub>	g/t	302 - 1031	150 - 550
CO	g/t	8.783 - 37.000	< 10-410
CO <sub>2</sub>	kg/t	162 - 368	17 - 193
VOC	g/t	37 - 673	5 - 40
PAH	mg/t	0,2 - 592	0,7 - 1,1

Uma rápida inspeção destes dados da tabela C.8 revela que o desempenho ambiental do processo de pelotização é, significativamente, melhor do que o processo de

sínterização, uma vez que as emissões típicas de todos os poluentes são mais baixas. Quando toda a cadeia produtiva de gusa, começando com o processo de aglomeração, é considerada, há um benefício ambiental evidente e inerente ao uso de pelotas, ao invés de sínter, como constituinte principal na carga dos altos-fornos.

Plantas de sínterização, recém-construídas, incluem equipamentos de controle de poluição modernos e projetados para alcançar emissões mais baixas.

#### C.4.2 - Emissões de carbono no alto-forno.

No alto-forno, o carbono é introduzido no processo, através do coque, do PCI, do gás natural (NG) e de qualquer carbonato contido nas matérias primas, principalmente nos fundentes. O gusa líquido vazado no alto-forno, normalmente, contém cerca de 4,5% de carbono, e os gases que saem pelo topo carregam carbono na forma de CO e CO<sub>2</sub>, fechando o balanço entrada-saída. As figuras C.5 e C.6 mostram os dados desses balanços e as emissões de CO<sub>2</sub> pelo alto-forno, considerando-se os seis cenários estudados, envolvendo o sínter e os três tipos de pelotas, dentro das premissas estabelecidas. As maiores emissões de CO<sub>2</sub> estão diretamente relacionadas com as maiores taxas de consumo de coque no alto-forno, resultantes das operações com sínter.

As figuras C.5 e C.6 ilustram, também, que as emissões de carbono são mais elevadas, quando operando com injeção de PCI (cenários 1, 1A e 2), em oposição à injeção de gás natural (cenários 3, 3A e 4).

A análise acima demonstra que reduções significativas das emissões de carbono pelo alto-forno podem ser alcançadas, quando usando pelotas como constituinte principal da carga ferrosa.

#### C.5 – Conclusão.

Grandes quantidades de concentrado de minério de ferro fino vão entrar no mercado, por via marítima, nos próximos anos, como resultado da exaustão das reservas de minério de ferro de alto teor. A maior parcela desses concentrados deverá ser pelletizada, para permitir seu uso em processos de redução direta e alto-forno. Assim, os operadores de altos-fornos aumentarão, paulatinamente, o uso de pelotas na carga. A maior utilização de pelotas na carga dos altos-fornos resultará em significativos benefícios técnicos e ambientais.

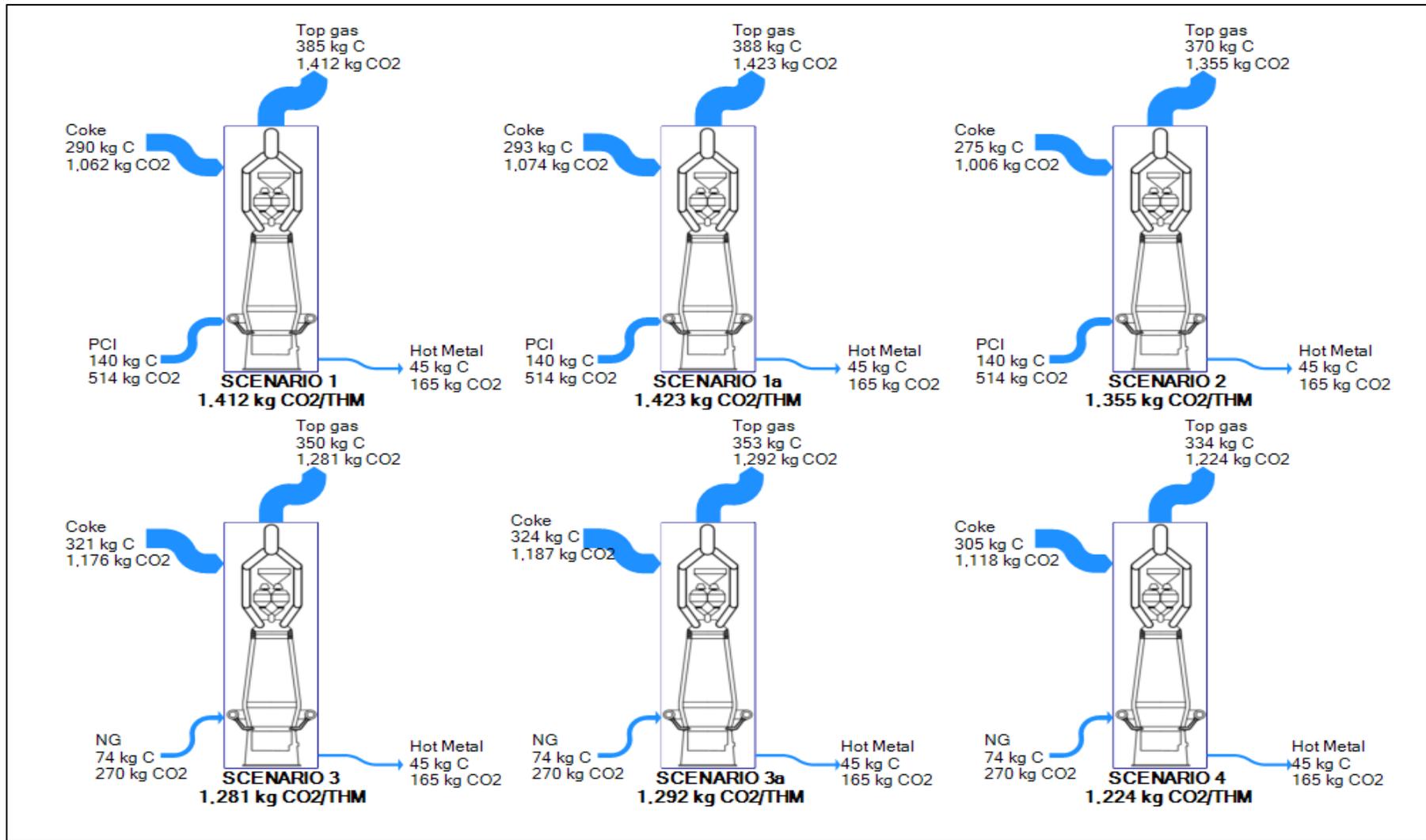


Figura C.5 – Comparação dos balanços e das emissões de carbono no alto-forno, para os seis cenários estudados.

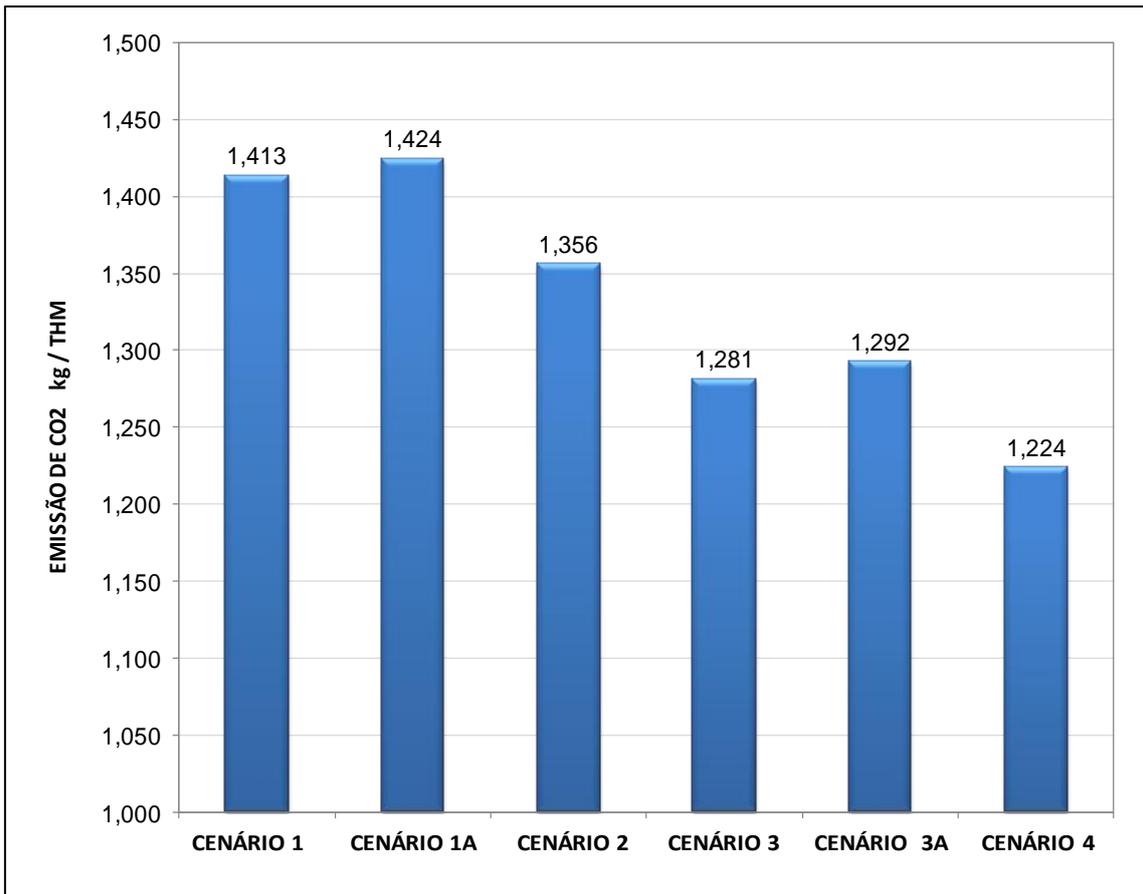


Figura C.6 - Emissões de carbono no alto-forno, para os seis cenários estudados.

## **Planilhas de trabalho complementar:**

**[Planilha 1 - Balanço de massas](#)**

**[Planilha 2 - Cálculo de quantidade de calor](#)**