ガラス熔融タンク窯の熔槽内の熱収支を 基礎とした操窯の考え方について

山 本 準 之 助

(日本硝子株式会社技術課)

Some Considerations for the Better Operation of Tank Furnace Based on the Heat Balance in its Melter Basin

By

Junnosuke YAMAMOTO

(Nippon Glass Co., Ltd., Tokyo)

Abstract

The temperature changes in the melting basin of a tank furnace having 43.5 sq. meter of melter area were measured continuously and recorded during operation at various points and depths, and some dynamic relations between temperature variations of molten glass and operational variables of furnace were found. The author proposed a equation governing the thermal balance in basin and showed every change of components of this equation with furnace load. With regard to the change of average temperature level of glass in the basin, there is a tendency to shift to the lower side with increasing pull. He also pointed out that the continuous detection of glass temperature in basin can be the most useful mean in keeping the safty operation of furnace under high load. Concerning the mode of main convection current cycle in basin, there are several evidences which prove the single cycle, that is, charging cycle is dominating in stead of double in case the melter is covered over 60% with batch, and also it was found the homogenization of glass takes place chiefly in the area between batch line and bridge wall. Relations between temperature distribution of combustion chamber, melter basin and mode of convection current were discussed and some considerations for the more efficient operation of furnace was made along this line. The performance figure obtained by this furnace is as follows : melting rate : 2.9 ton of glass per sq. meter of melting area, fuel rate : 164 litre of heavy oil per ton of glass produced per day. (ton : metric)

[Received Sept. 17, 1962]

1. 熔槽に出入する熱について

稼動中のガラス熔融タンク窯の熔槽内のガラス温度変化を測定する目的で図-1に示すような位置にモリブデン製の保護管を稼動前に予め設置し、そして稼動中のタンク熔槽内温度が長期にわたって連続的に記録された。

Fig. 1. Location of the thermo-couples attached to the basin.

その間の詳細については37年6月28日の研究発表会で報告が行われた。

いま、この熔槽内各部の温度変化が如何なる原因によって左右されているかを明らかにするためには稼動中の窯の熔槽内の熱収支を明らかにする必要があるためその点について計算して見たい。

タンク窯の燃焼系に出入する熱量を模型的に図示すると図-2のようになる。まず吹出から燃焼室に入る熱量は重油の持ち込む熱量および予熱された空気の持ち込む熱量の合計である。そしてその一部は熔槽を上面より加熱し、また他の一部は燃焼室炉壁損失となり、また吹出を経て燃焼室外に出る。

いま熔槽を中心とした熱収支を考える場合は外部から加えられる熱量は燃焼室から熔槽表面にふりそそぐ熱量である。この熱量は3つに分けて考えることが出来るがこの分類法は熱精算の手段を便利にする目的であって他の考え方も成立する。その1つとしては燃焼室より熔槽表面の原料山に直接吸収される熱量である。この根拠は

Fig. 2. Flow heat in the furnace systems.

原料山は高温の熔槽に投入させた場合でもその内部温度は、ごく小さな小山になるまでは、 100°C を越えることはないので熔槽内の温度ガラスに直接影響を及ぼさない一つの吸熱ユニットとして考えられるからである。その2は原料山のない部分(バッチフリー部)を通して直接熔槽に入射されるもので、入射された後は熔融ガラス内を輻射の連続により、あるいはまた対流によって各部に伝達されるものである。この2番目の熱量はさらに2つに分類され、その1つは原料山下部を加熱する熱量と他は各種の出熱を補充するための熱量になる。

外部に出る熱量としては熔槽の炉壁ロスおよびスロートを通じてガラスが作業室に持ち出す熱量である。

次に図-3を基礎にして熔槽内の熱量の出入端を明らかにしたい。

Fig. 3 Schematic diagram of heat flow in the basin and combustion chamber.

原料を熔解する熱量については原料を上から熱する熱量は熔槽の温度に影響を与えないが、下から熱する熱量は熔槽内を経由して行なわれるため一応影響があると考えられ易い。しかしこの熱量は熔槽へ入射する他の入熱に影響を及ぼすことなく必ず必要量は供給されるものと仮定すれば、結局再び原料山に吸収される以上、熔槽は単にその通過経路を与えているにすぎないので、直接熔槽の温度に影響を与えないものとして考えることが

出来る。

そうすると熔槽の温度に直接影響する入熱と考えられるものは

- (1) 熔解されたガラスが熔槽に持ち込む熱量
- (2) 燃焼室よりバッチフリー部を通じて直接熔槽に追加的に入射する熱量(除、原料山下加熱熱量)

出熱と考えられるものは

- (1) 熔槽の炉壁損失
- (2) スロートを通じてガラスの持ち出す熱量である

II. 熔槽に出入する各熱量の数量的検討

(1) 原料熔解熱(原料からガラス1tを作るための熱量)

原料より生成されたガラスの温度を 1450°C と仮定する。この理由は原料山がなくなりバッチフリー部になっている部分の実測の平均が 1450°C であったからである。

このガラス生成熱量は一般には原料各成分間の反応熱にガラスの酸化物組成比に従った各酸化物が常温から 1450°C になるまでの温度上昇分と比熱との積の総和を加えたものとして計算されており、この値は大体 $480 \sim 500 \times 10^3 \text{kcal/t}$ である。D.E. Sharp¹⁾ がタンク窯の燃料計算に用いているのもこの値である。F.G. Schwalbe²⁾ の与えている値は $610 \times 10^3 \text{kcal/t}$ 、R. Günther³⁾ の用いているのは $556 \times 10^3 \text{kcal/t}$ である。このように相当に異なった値が用いられているが、これらの異なった値について総合的な解説をしているのは M.G. Stepanenko⁴⁾ である。彼はこの計算に当たって原料組成、水分、最高温度、揮発ガス、添加カレット量、硫酸塩の補正を論じ、これらの影響をノモグラムにして計算に便するようにしている。著者の場合、これによれば求める熱量は $777 \times 10^3 \text{kcal/t}$ になり、この値を採用した。

(2) 原料を上から加熱する熱量と下から加熱する熱量の比

この値については、著者は直接探究する手段を持たなかったので M.G. Stepanenko および V.S. Pavlov⁵⁾ の実測した値を用いる。それによると、原料山を上から熱する熱量は全熱量の $70 \sim 75\%$ 、下部からの熱量は $25 \sim 30\%$ としている。そうすると上部からの熱量は1時間の引揚量を $t \text{ t/h}$ とすれば、

$$t \times 777 \times 75 / 100 \times 10^3 \text{kcal/h}$$

下部からの熱量は同様に

$$t \times 777 \times (25/100) \times 10^3 \text{kcal/h}$$

となる。

t の1~5までの値に対してこの熱量の値の変化を表-1の6,12欄に示す。

(3) 熔解したガラスが熔槽に持ち込む熱量

引揚量を $t \text{ t/24 h}$ とすれば 1450°C の熔融状態のガラスの持つ熱量は $0.28 \times 1450 \times t = 406 \times 10^3 \times t \text{ kcal/h}$,

Table 1 Change in heat content in every component in basin with furnace load

1	Furnace Load Pull	$\{t/h=t\}$ $\{t/24h\}$	0	1	2	3	4	5
2	Melting Rate	$ft^2/t, 24h$	—	19.25	9.63	6.42	4.82	3.85
3	Heat Input through Port of Furnace	$\times 10^3 \text{kcal/h}$	6400	7400	8500	9500	10500	11600
4	Total Heat Input to the Melter Basin	"	410.0	1107.2	1797.1	2480.0	3154.9	3823.0
5	Total Heat for making finished Glass from Batch	"	0	777	1554	2331	3108	3885
6	Heat absorbed by Surface of Batch	"	0	583	1165	1748	2331	2913
7	Heat absorbed by under Surface of Batch	"	0	194	389	583	777	972
8	Heat added to the Basin through Batch Free Area	"	410	330.2	243.1	149.0	46.9	-62.0
9	Heat Content of Glass at 1450°C	"	0	405	810	1220	1625	2030
10	Heat carried out through Throat	"	0	331.4	655.5	977.3	1286.6	1589
11	Heat remains in the Basin	"	0	73.6	154.5	242.7	338.2	441.0
12	Heat absorbed through Batch Free Area	"	410.0	524.2	632.1	732.0	823.9	910.0
13	Area covered by Batch	m^2	0	4.4	16.5	24.8	27.0	29.1
14	Batch Free Area	"	43.5	39.2	27.0	18.7	16.5	14.4
15	Heat Load per unite Area in Batch Area	$\times 10^3 \text{kcal/m}^2\text{h}$	0	13.36	70.7	70.5	86.3	100.1
16	Heat Load per unite Area in Batch Free Area	"	9.43	13.36	23.4	39.2	49.9	63.2
17	Total Heat carried by Convection Current	$\times 10^3 \text{kcal/h}$	36.9	272.9	551.0	779.0	993.0	1200.0
18	Heat Loss through Wall of Basin	"	410.0	403.8	397.6	391.7	385.1	379.0
19	Heat for Glass Formation and Fining	"	0	372	744	1111	1483	1855
20	Heat Efficiency=(4)/Input Fuel	"	0	15.4	18.3	24.5	29.6	33.5

これは表—1の9欄に示す(比熱を $0.28 \times 10^3 \text{kcal/t}$ とする)。

(4) スロートを通して作業室に持ち出される熱量

スロートに流出するガラス温度については引揚量がゼロに近い時で測定値で 1200°C であり, また種々の温度変化を解析した結果 t が1増加することにより 13°C ずつ低下していることがわかった。故にスロートより流出するガラスの温度は $(1200-13t)^\circ\text{C}$ である。次にスロートを通じて持ち出される熱量は

$$\{0.28 \times (1200-13t)\} \times t \times 10^3 \\ = (335-3.65t)t \times 10^3 \text{kcal/h}$$

である。表—1の10欄参照。

(5) 熔槽よりの炉壁損失

敷瓦の内面つまりガラスとの接触面の温度と引揚量との関係については前項同様 t が1増加することにより平均 13°C ずつ低下している。いま引揚量が非常に少ない場合の内面と外面の温度は, 実測によれば平均として 1090°C と 220°C である。また, その場合の熔槽外壁の熱放散量はその表面温度の測定, 冷却風量などより実測して $410 \times 10^3 \text{kcal/h}$ であることがわかっていて, 耐火物を通じての熱伝導量は他の条件が同一であれば内外面の温度差に比例するから熔槽よりの炉壁損失は

$$410 \times (1090-220-13t)/(1090-220) \times 10^3 \\ = 410 \times (870-13t)/(1090-220) \times 10^3 \text{kcal/h}$$

である。表—1の18欄参照。

(6) バッチフリー部を通じて熔槽の温度を維持するために追加されるべき熱量

この熱量は未知量なので x とする。次節の方程式より t の変化に対して導き出された x の値は表—1の8欄に示す。

III. 入熱と出熱との間に成立する等式について
今まで述べたように下式が成立している筈である。

(ガラスが熔槽に持ち込む熱量)

+ (バッチフリー壁部を通じて熔槽に追加される熱量) = (熔槽の炉損失)

+ (スロートを通じて持ち出される熱量)

これを数字で示すと

$$(0.28 \times 1450 \times t) + (x) =$$

$$410 \times (870-13t)/870 + 0.28(1200-13t)t$$

この方程式から導き出される種々の数値は表—1にまとめであるが, その一例として $t=4$ の場合の熱収支図を図—4に示す。

Fig. 4. Sankey diagram of the heat balance in the basin.

表—1と図—4よりわかることは t が増加するにつれて入熱のうち熔解したガラスが持ち込む熱量が増加し, 直接バッチフリー部を通じて追加される熱量が減少することである。これは熔融ガラスの持ち込む熱量とスロートから持ち出される熱量の差が引揚が増加するにつれて大きくなるために熔槽に熱量を追加する必要が減少している。しかし, これはバッチフリー部よりの投入熱量が減少することを意味するわけではなく, その部分から原料を下部より加熱する熱量が入るので, その熱負荷は減少しておらず上昇する。

原料山部とバッチフリー部の熱負荷については表一1と実測された原料山の面積から計算すると図-5と図-6に示す。この各の値はM.G. Stepanenko⁶⁾の実測した値とほぼ類似の値を示している。しかし引揚げ増加に従ってバッチフリー部の熱負荷が相当増加するのに対

して焔とガラス間の熱の伝達効率は相当上げなければならないことを暗示している。

IV. この方程式が成立しない場合について

引揚げ量が大きくなると清澄部（バッチフリー部）の面積が必然的に小さくなる。この部分より入射する熱量は原料山下面を加熱するための熱量と熔槽の熱源補充のためのものである。特にこの方程式は原料山下面への熱量供給が必ず行なわれ、またそれが他の熱の入射を害しないという前提の下に成立している。もしこの条件が満たされないとすれば、これはバッチフリー部よりの熱量供給の不足を意味し、そしてこれが恒久的な現象となれば熔槽温度が限りなく低下する。これはまた、原料の溶解不良を引き起し遂にはガラスに欠点が生じる。つまり窯の限界を示すことになる。

以上は一つの定常的な現象を基礎にした説明であるがこういった入熱と出熱のバランスのくずれが一時的に起こる場合がある。これが案外熔槽の温度コントロールに重大な影響を及ぼしているので述べると、操窯条件が前記のように出熱と入熱とのバランスが永久にくずれてしまうような状態ではなく引揚げ量にまだ余裕ある範囲での現象として考える。いま、引揚げ量が製罐作業の型替えなどの原因で増加する場合は急激な変化である場合が多い。この時点において上記の方程式を満足するに必要な熔槽への熱量供給は一時的に不足する場合が多い。これは直ちに投入原料を下面から熱する熱量か、あるいは熔槽を直接加熱する熱量の不足を意味し、またその不足を補うための熱量は熔槽内のガラスに貯えられた熱量から供給されることになる。つまり入熱の一時的な不足は熔融ガラスの保持熱量から補われるためにガラス自体の温度は低下する。実測によれば、まず投入口上面に近い部分の温度が急激に低下し、そしてこれが拡って中央部、中仕切部の中段下段の温度低下となって現われる。この事実を示すための一例として引揚げ量が57 t/24 hより85 t/24 hに突然上昇した場合の熔槽内の温度変化を等温線の変化として示すと図-7のようになる。この図によ

Fig. 5. Relation between heat load in batch area and furnace pull.

Fig. 6. Relation between heat load in batch free area and furnace pull.

Fig. 7. Change in temp. distribution in basin when pull is raised from 57 ton/day to 85 ton/day.

ってわかることは引揚げ量増加によってバッチフリー部より原料山下を通り投入口に向う還流の力が著しく衰えていることが推察出来る。しかしこの場合は操窯者がこの点を意識しているかいないかは別として、大抵の場合は投入熱量を増加するような手段をとるために、この熔槽の温度低下は喰い止められてある温度で低下が停止し平衡状態が成立している。これはとりもなおさず前記の方程式が成立していることを意味している。その間の熔槽内ガラス温度の典型的な変化の姿を模型的に示すと図一8のようである。

Fig. 8. Schematic diagram of temperature drop occurring in basin against time when pull is increased.

注意すべきことは再び平衡に達した場合の温度は大抵引揚げ増加以前の温度レベルより低くなっている場合が多い。操窯者が何等かの手段で出熱より入熱の量を多くすることが出来れば、この温度レベルは増加前と同一レベルに戻すことも不可能でないことは勿論であろう。しかし現実問題とすれば、これは引揚げ量が増加すればするほど困難になって来るのが当然である。このように引揚げが増加するたびに平衡には戻るのが熔槽の温度自体は順々に低下して行く傾向が見られるのが一般的な現象である。そして、これが探知されないままで製品に差支えない限り操窯が続けられているのが現状であろう。

V. 熔槽内ガラスの温度レベルについて

熔槽の温度を変動させる原因については既に種々述べたが、前記の方程式の中に熔槽の温度レベルを直接示す項はない。ただ、あるのはスロートに行くガラスが引揚げ量 l の変化に応じて 13°C ずつ下るという条件である。

この理由は既に前節の説明で推定がつくように、結論として云えば“熔槽の温度レベルと引揚げ量との間には特定の理論的な関係がない”ということである。これをわかりよく説明す

れば図一9に示すように、水槽に一方から水が入り一方からは出ているとする。今水槽へ入る量と出る量とがバランスしている限り水槽の水面

Fig. 9. Picture for analogy of water level and temperature level.

レベルと出入する水の量との間に関係はない。しかるに出入量のバランスがくずれば水槽はやがて溢れるあるいは水がなくなってしまうかである。バランスがくずれたある時点では、水面は元の水面と異なった高さになっているが、直ちに出入いずれかを調節してバランスが成立すれば水面はその時点の位置に止る。熔槽の温度レベルはその水面の高さに相当し、出入水は熔槽への出入熱に相当し出入する水の絶対量は引揚げ量に相当する。ただ、タンク窯の場合、引揚げ量が順次増加する場合は熔槽温度はその場その場では平衡を成立させているが、どちらかといえば低い方に移行し勝ちであるという傾向にあることである。前例を引用すれば、水槽から出る水の量が多くなるにつれて入れる方の水量は始めは出る量に等しくすることが出来るが、とかく不足勝ちになって水面が低下し易くなる現象に例えることが出来る。

次に熔槽温度は何 $^{\circ}\text{C}$ 程下げてもよいかという問題になると、それはそのガラス組成、製品品質、窯の構造能力などによって決められるべきもので、絶対的なものであるとはいえないが、与えられた条件の下では知って置かなければならない数字であろう。また熔槽温度の上限は勿論高にこしたことはないが、これは必然的に投入熱量の浪費を意味しているのである。引揚げ量が低い場合、我々はとかく熔槽の温度を上げすぎている場合が多い。結局、熔槽の温度レベルについては安全性を見込んで“必要にして十分”という考え方が正しいと思われる。また、それがかなりの広い引揚げ範囲に応じて成立し得る能力を持つ窯でありたいということである。

VI. 熔槽の温度の意義

熔槽の温度レベルとその変動を知ることの意義は、①は原料山を下方から加熱する熱量が十分供給されているかどうかを知ることと②はその供給熱量が増加の方に向っているか減少の方に向っているかを知ることである。前記のように温度自体は出入熱のバランスで維持されているのであるから、窯の負荷(引揚げ)が増大するにつれて変動し易くなる。従ってむしろ大切なことはこの温度を探知する手段があるかどうかの問題になり、第二段としては熔槽のどの部分の温度を知ればよいか、第三段としては、この値をどう解釈するかの問題になる。著者の経験によれば、窯が引揚げ能力一杯で操業している場合は製品品質維持という見地から熔槽温度の探知はきわめて有力な手段であったということとある限度以下に低下する場合はストーンや泡の増加になってその欠陥が現われて来たということである。

VII. 熔槽内主対流の状態について

いままでの説明に投入された原料山は上部は直接焰によって、下部は原料山下を還流する対流の持つ熱量によ

って溶かされているということのべた。特に第二の原料山下を通る流の存在について述べたい。一般に窯がかなり高い負荷になっている場合はその熔解室表面は60%以上原料山で覆れており、特に投入口付近は密になっている。これは上部の熔は投入口の原料山下のガラスにはほとんど加熱する影響はないものと考えられる。しかるに図-7に示すように引揚げ量が変動すると著しく投入口付近のガラス温度が変動している。また、著者が同一引揚げ量の場合でも重油バーナーを2本から3本に増加した場合、原料山の位置は余り変らないのに投入口付近のガラス温度が100°C近く上昇した経過を持っており、これは操窯者が投入口のガラスが著しく柔くなったため投入が容易になったという報告によっても明らかである。そしてその場合の熔槽内ガラスの温度分布の変化は図-10に示すようなものであった。これはとりもおさずパッチフリー部から投入口に向う還流の変化を暗示している。

これをさらに明確に実証するために、1/16スケールのモデルタンクを作り、図-10に示したような温度分布を換算して、そのモデルタンク内のグリセリンの与える温度を換算調節した。そしてこれにカーボンブラックで着色したグリセリンをその引揚げ量に合せて投入した。

Fig. 10. Change in Temp. distribution along the axis of melter basin when number of burner attached to the port is increased from two the three.

Fig. 11. Side View of the Model Tank (Scale: 1/16), showing a current returning to the end-wall just under the surface.

その場合の熔槽内の写真を図-11に示す。これによれば中仕切前の上層から投入口に向う還流が明らかに認められている。さらに注意すべきことは、この還流は熔槽の温度分布から想像されるようにシングルサイクルに近いものであって、従来公式的にいわれて来たようなホットスプリングを中心としたダブルサイクルではないということである。云い方を変えれば、ホットスプリングが中仕切前にずれたために槽内の対流がほとんどこれによって占められて、ホットスプリング中仕切間の還流は明瞭でなくまた速度が遅く無視される程度に小さくなっているという状態と考えられる。これを図示すると図-12のようになるであろう。要するに、高引揚げで原料

Fig. 12. Single cycle main convection current in throat tank.

山の占める面積が多い場合はその主対流はシングルに近いといえるのであって、勿論シングルの場合でも製品々質には何等変りはない。

VIII. ガラスの均一化が行われる熔槽の部分について
ガラスの均一化が熔槽内のどの部分で行われるかにつ

いては前述のシングルサイクルの還流について重要な関係があるので触れて見る。結論としては原料山が終って熔槽表面が鏡状になるまでの部分である。この部分でシリカの熔け残りがベースガラスに熔解し、脱泡均一化が行われるわけであるが、これを実証するために著者の考案したサンプラーを用いて移動中の窯の熔槽の各部各深さから熔融したガラスを採取し、その特性を調査した。その結果を表-2に示す。要するに熔槽の表面以外の部分のガラスの均一性については、著者の調査した限りにおいて、いずれも生産されるガラスの品質に比較して何等有意の差を、たとえ投入口下のガラスといえども、発見することが出来なかった。これは熔槽内部は窯が正常に運転されている限りにおいて、ほとんど完成されたガラスによって満たされていることを意味し、熔槽内表面以下で均一化反応が進行する過程は少いことになる。従って、均一化は熔槽表面の上記の最高温度域で行われ、それが投入口に向う還流にまきこまれて熔槽内ガラスの一部となっていくことになる。従って、この清澄が行われる部分の温度はきわめて重要な意味を持ち、いったん清澄に失敗した場合は未清澄ガラスが熔槽内のガラスマに混入されて、これは清澄される機会は非常に少くなる。

この考え方はスロートを持たない板ガラスタンクの最高温度域の考え方にも一致するし、また外国⁷⁾でも主張されている点である。

IX. 燃焼室温度分布、熔槽内ガラス温度分布、主対流の関係及びそれを基礎とした操窯の考え方

板ガラスタンク窯の縦方向の温度分布、原料山分布、主対流の様相について図-13に示す。この関係について

Fig. 13. Main convection current in sheet glass tank furnace.

いわれている原則は燃焼室の最高温度部の下にホットスプリングがあり、そこを境としてダブルサイクルの主対流が成立していて生産流は遠く板の引揚げ部まで伸びている。原料山はそのホットスプリングの手前で終り、最高温度部の下はガラス化が完了する位置になっている。つまり未熔解の部分は決して生産流には乗らないようになっている。このような考え方はスロートがないタンク窯で、特に表面流を生産に利用している以上当然のこと

Fig. 14. Double cycle main convection current in throat tank furnace.

であると思われる。

次に図-14に従来の常識的に行われているスロートタンクの燃焼室の温度分布、原料山分布、および主対流の姿を示す。これは前に述べた板ガラスタンクについての考え方をスロートタンクの熔解槽にそのまま移したものと考えられる。スロートタンクにこの考え方を適用することについては種々問題があると思う。第一に板ガラスタンクに比して非常に短いスロートタンクの熔解室のまたその約半分しか原料山面積をとれないことはそれ自体熔解能率を低減させるものである。第二にスロートタンクは決して表面流がそのまま作業室に入るのではなく熔槽の下部の比較的温度の低い部分がスロートを経て取り出されるものである。これは著者が稼動中のタンクにリチウムをトレーサーとして投入し、熔槽内のガラスを経時的に採取し、そのサンプルのリチウム含有量を測定したことがあるが(図-15)、その場合ブリッジウォール手前表面には既にリチウムがなくなっている時点においても、なお熔槽下部に残存するリチウムが多量にスロートを通して作業室に入って来る事実によっても証明される。従ってホットスプリングとブリッジウォール間の還流の持つ意義がほとんど見出せないことである。もしこれが温度調節のためであるとしても、この還流がほとんど存在しないシングルサイクルの場合でも、著者の測定によれば十分低い温度のガラスがスロートに入っている以上余り重大な役目をしていとは考えられない。第三にガラスの均一化が行われるのは原料山が終って鏡状になる中間であることは前に証明され、またその部は高温でなければならない理由は示した。しかるに図-14によれば、逆にその部分の燃焼室の温度は低下している。以上のような疑問があるのであるがもう少し実際に則して考えて見ると、この図-14に示した状態で高引揚げを試みた場合、原料山は必然的にホットスプリングを越えてしまう可能性が生じ、越えてしまえば第二のサイクルに入るので流速はブリッジウォール向きに上るにもかかわらず燃焼室温度は低下し、結局ガラスに清澄不足のトラブルが生じることは明らかである。このような場合はたいてい燃焼室の最高温度はブリッジウォール寄りにずらさざるを得なくなるのが普通である。これを極端ま

Table 2 Comparison of properties of glass sampled at various parts of basin

Carbon Amber

No. Location of Sampling	Density		Homogeneity		Properties of Color of Sample					Extracted Alkali		Na ₂ O Analysis Difference (%)	Fe ₂ O ₃ Analysis Difference (%)	Light Transmission at 1050 m. micron (%)	
	Average	Range	Strain No.	Strain	Color Ununiformity	x(%)	y(%)	Dominant Wave-Length	Purity (%)	Brightness (%)	Photometer				Titration
Yellowish Green															
1-1 Endwall Upper	2.5207	6	4	15.7	2	49.53	46.99	580.2	91.0	34.8	0.413	0.496	13.64 +0.09 0.257 +0.08	23.28	
2 Endwall Middle	2.5210	1	2	16.5	1	49.95	46.84	580.6	91.5	34.0	0.503	0.558	13.60 +0.05 0.254 +0.05	23.28	
3 Endwall Bottom	2.5208	13	6	18.5	1	49.56	46.93	580.3	91.0	34.3	0.508	0.597	13.60 +0.05 0.270 +0.21	21.93	
4 Center Upper	2.5201	4	6	14.7	2	50.78	46.79	581.3	91.7	32.8	0.403	0.445	13.37 -0.18 0.232 -0.17	26.42	
5 Center Middle	2.5204	2									0.379	0.425	13.37 -0.18 0.228 -0.21		
6 Center Bottom	2.5219	8	6	23.0	0	48.81	45.93	580.8	86.0	34.4	0.384	0.416	13.59 +0.04 0.265 +0.16	22.03	
7 Bridgwall Upper	2.5200	1	4	12.4	0	49.98	46.62	580.9	91.0	34.4	0.468	0.542	13.64 +0.09 0.240 -0.06	24.95	
8 Brgdwall Middle	2.5196	1									0.398	0.428	13.62 +0.07 0.238 -0.11		
9 Brgdwall Bottom	2.5217	3	5	17.0	4	99.17	46.86	580.0	89.5	35.6	0.338	0.357	13.58 +0.03 0.265 +0.18	22.44	
10 Refiner Upper	2.5219	0	6	17.3	0	48.67	47.43	579.2	89.8	36.1	0.417	0.496	13.63 +0.08 0.272 +0.23	23.39	
11 Refiner Middle	2.5206	9	10	22.0	3	49.35	46.73	580.3	89.8	34.5	0.407	0.454	13.67 +0.12 0.271 +0.22	22.08	
12 Refiner Bottom	2.5223	8	10	22.4	5	49.51	46.75	580.4	90.0	32.1	0.420	0.505	13.67 +0.12 0.295 +0.46	18.16	
13 Doghouse Surface	2.5194	3	6	14.5	2	50.60	46.53	581.4	90.8	32.3	0.415	0.462	13.59 +0.04 0.226 -0.23		
14 Gob	2.5192			1.7	0	49.47	46.77	580.3	90.0	35.0	0.377	0.416	13.55	24.04	
Yellowish Green															
2-1 Endwall Upper	2.5136	6	3	6.3		33.97	38.21	567.2	25.4	68.7	0.381		12.92	0.074	36.0
2 Endwall Near Bottom	2.5140	5	3.5	8.3		34.01	38.24	567.2	25.8	67.8	0.368		12.94	0.075	34.8
3 Bridgwall Upper	2.5062	276									0.300		11.39	0.066	
4 Bridgwall Near Bottom	2.5136	2	5	8.8		33.49	37.73	566.4	23.0	69.3	0.393		12.99	0.075	34.4
5 Refiner Upper	2.5134	10	3	7.8		34.15	38.51	567.2	27.0	68.3	0.361		12.84	0.075	34.0
6 Refiner Near Bottom	2.5134	2	2	5.9		33.91	38.07	567.4	25.0	68.2	0.383		12.68	0.076	35.2
Georgian Green															
3-1 Endwall Upper	2.5100	14	10	16.7		30.64	33.60	540.0	4.5	74.2	0.431		12.62	0.075	42.9
2 Endwall Near Bottom	2.5109	5	3	8.0		30.66	33.52	540.0	4.8	77.7	0.362		12.70	0.075	45.0
3 Bridgwall Upper	2.5109	15	5	9.2		30.76	33.59	545.0	5.6	76.0	0.337		12.62	0.074	43.3
4 Bridgwall Near Bottom	2.5108	3	2.5	7.1		30.65	33.49	545.0	8.0	77.1	0.356		12.65	0.075	42.7
5 Refiner Upper	2.5111	7	4	11.5		30.71	33.44	541.0	4.2	78.1	0.350		12.72	0.075	48.4
6 Refiner Near Bottom	2.5109	2	3	9.9		30.59	33.50	537.0	4.0	77.0	0.356		12.77	0.077	41.8

Fig. 15. Change in concentration of Li_2O charged in doghouse as tracer in various part of basin against time elapsed (ppm).

で押し進めると著者が前述したシングルサイクルの主対流の考え方とほぼ一致して来ることになる。大切なことはこのようなダブルサイクル用の山形の燃焼室の温度分布の下で原料山がホットスプリングを越えるような高引揚げをすることは危険であり、またそれを恐れるならば低引揚げで止まらざるを得ないのである。

次に 図-12 に示すシングルサイクルの場合を考えると、原料山は清澄に必要な最少限度のバッチフリー面積を残して出来る限り広く熔槽表面に分布出来る。しかし熔槽表面の最高温度部はブリッジウォール手前である。そして燃焼室の温度分布はその窯の諸条件の許す限り一様に高くする。これは原料溶解にも清澄にも投入熱量が多ければ多いほど熔解速度が上がるからである。また原料山面積が多く、また高温に曝されている時間が長いほどそれだけ多くの熱量が熔槽に投入され得ることは図-5 と 6 より想像がつく。そして主対流はほとんどが清澄部より原料山下を投入口に向う流れであるから、これ自体が原料山間隔を密につめ、また一方未熔解物がスロート流にまきこまれるのを防ぐ働きをしていることになる。このように考えると、シングルサイクルの主対流に間違いの起る理由はなく、またこれが高引揚げのための一番よい手段であるとも考えられる。また現実が高引揚げが行われて、原料山の占める面積の多いタンクはシングルサ

イクルであるかどうか意識されているといないにかかわらず、そうになっているのではないかと想像される。

このシングルサイクルの考え方は、わかり易くいえば板ガラスタンクの投入口からホットスプリングまでの部をスロートタンクの熔解室一杯に移したと考えて差支えない。これに近い考え方はスロートタンクでは R. Hopkins⁸⁾、板ガラスタンクでは M.G. Stepanenko, V.S. Pavlov⁹⁾ に見られる。

次に燃焼室の温度分布と熔槽内ガラスの温度分布の関係については、結論としてはほとんど無関係といえるのである。これについては K.K. Vilnis など¹⁰⁾ が板ガラスタンクで実測値を基にしてこれを証明しており、この関係は 図-16 に示す。これに相当する著者の測定デー

Fig. 16. Relation between temp. distribution of combustion chamber and basin (after M. G. St epanenko)

Fig. 17. Relation between temp. distribution of combustion chamber and basin, (after author)

タは 図-17 に示し、いずれも熔槽温度は原料山の分布と原料山下を流れる還流の強さに主として支配されていることがわかる。燃焼室の温度分布があたかも熔槽の温度分布であるかの如く考え、熔槽内の対流を想像することは間違いを起す場合がある。熔槽内の対流の様相を支配するものは熔槽内のガラスの温度分布であって直接燃焼室の温度分布ではない。

従来燃焼室の温度分布については種々雑多な意見が多く出され、また現場の操窯においても一つの習慣的にこれが最適であるとして固く守られている例が見うけられる。R. Spain¹¹⁾ が彼の著書の中でこの縦方向の温度分布についてスロートタンクを基礎に種々その形を分類して

いるが彼自身どれが一番よいという結論が得ていないようである。これは当然のことで、原料山の分布を考えないで単独に燃焼の温度分布を考えることは無意味である。

以上のような著者の意見は、主として高引揚げ例えば $4 \text{ ft}^2/\text{t}/24 \text{ h}$ あるいは $2.7 \text{ t}/24 \text{ h}/\text{m}^2$ 程度の場合を対称にしており Gehlhof 時代のような原料山がごく少ない場合は当然話が異なって来る。最近のように窯の耐火物が進歩し、高カロリーの燃料の使用が可能になって引揚げ量が増加され、原料山の占める面積が大きくなる場合はその操窯上の考え方も変化すべきであるということは当然なことであろう。

このような考え方をかなり織り込んで建設され、また操窯された 460 ft^2 の熔解面積を持つタンク窯の操窯データの一例として次に記す。

引揚量 $125 \text{ t}/24 \text{ h}$ 、引揚げ比 $3.7 \text{ ft}^2/\text{t}$ (ショートトンで表現すれば $3.35 \text{ ft}^2/\text{short t}$) (ヨーロッパ式表現にすれば $2.9 \text{ t}/\text{m}^2$)。重油使用量は $164 \text{ l}/\text{t}$ (metric) を得たことを付記する。

X. 結 言

以上をまとめると

1) 熔槽内の熱収支と引揚量との関係を明らかにし、高引揚げ時でも窯が適当に設計されている限り、熔槽内のガラス温度は必要なレベルに維持され得る可能性を示し、これはバッチフリー部の面積は余り大きくとる必要がないことを暗示していること。

2) 熔槽の温度レベルと引揚げ量、特にスロートに入るガラス温度は理論的根拠はないが、引揚げ量が上ると下り易い傾向にあることを示した。

3) 熔槽の温度とその変化を知ることは原料の熔解状態及び還流の強さを知るのには有効な方法で、高引揚げ時には安全操窯の、低引揚げ時には燃料節約の指針となること。

4) 高引揚げで原料山の占める面積の多い場合は熔槽内の主対流はシングルサイクルに近いものであることを実測データとモデルタンクで示したこと。

5) 清澄均一化はブリッジウォール前のバッチフリー部表面で大部分が完了することを実証したこと。

6) 燃焼室の温度分布と熔槽の温度分布の関係は原料山分布を考えないでは直接関係はなく、熔槽内の対流を支配するのは熔槽内の温度分布であること。高引揚げを行なう場合はダブルサイクルよりもシングルサイクルであると考へたほうが合理的で、またそれが事実であること。こういう考え方の方がスロートタンクの特長をよりよく生かす方法であることを示した。

終りに研究に協力された 諸氏に感謝すると共に 東京工大森谷教授、山田精吾氏より種々ご忠告戴いたことを併せて謝する。

文 献

- 1) D.E. Sharp. "Fuel Utilization", LOF. Report
- 2) F.G. Schwalbe. "Hand Book of Glass Manufacture" p. 145
- 3) R. Günther. "Glassschmelz-Wannenofen" S. 64
- 4) M.G. Stepanenko. "Nomogram for Calculating the Specific Consumption of Heat in Glass Melting", *Steklo i Keramika*, 17 [9] (1960)
- 5) M.G. Stepanenko & V.S. Pavlov. Mean of Increasing the Output of Tank Furnaces Melting Plate Glass, *Steklo i Keramika*, 18 [8] (1961)
- 6) M.G. Stepanenko "Efficiency of Glass Tank Furnace", *Steklo i Keramika*, 15 [9] (1958)
- 7) M.G. Stepanenko, K.K. Vilnis & V.V. Polljak. "Optimum Temperature Schedule for the Melting Zone in Glass Tank Furnace", *Steklo i Keramika*, 15 [4] (1958)
- 8) R.W. Hopkins. "A New Look at Flow in Glass Tanks", *Glass Ind.*, (4) (1956)
- 9) 5)
- 10) 7)
- 11) R.W. Spain, "Better Glass Making", Industrial Publication Inc. Chicago, 3, Illinois.

(9/17/62 受付)

ゲーレナイト-メリライト-アケルマナイト系 ガラス状スラグ鉱物の水硬性に関する研究

田中弘文・村上恵一・片山 力・赤坂克巳

(東北大学工学部)

On the Hydration of Glassy Slag-Minerals of the System Gehlenite, Melilite and Akermanite

By

Hirobumi TANAKA, Keiichi MURAKAMI, Tsutomu KATAYAMA and Katsumi, AKASAKA

(Faculty of Engineering, Tohoku University Sendai)