

Профессор В.А. Голыбин, доцент В.А. Федорук,  
(Воронеж. гос. ун-т инж. технол.) кафедра технологии сахаристых веществ,  
тел. (473) 255-07-51  
преподаватель О.С. Насонова  
(ФГОУ СПО «Жердевский колледж сахарной промышленности»), тел. (47535) 5-45-08

## Расчет контура предсатурации в аппаратах карбонизации сока

Предложена методика расчета контура интенсивной карбонизации гидроксида кальция в аппарате типа «сатурация в трубе». Обоснована возможность создания восходящего потока рабочей среды в аппарате при изменяющихся технологических параметрах.

Method of calculation circuit intense carbonation of calcium hydroxide in the apparatus of the «saturation in the pipe» was proposed. The possibility of creating upward fluid flow in the device under varying process parameters was justified.

*Ключевые слова:* карбонизация, сатурационный газ, гидроксид кальция, движущий напор.

Для осуществления быстрой стадии сатурации предложен и испытан в производственных условиях способ карбонизации свеколовичных соков «в трубе» [1]. Положительное влияние рециркуляции сока в процессе II сатурации показано нами в ранее выполненной в производственных условиях работе [2].

Для практических целей важным является получение расчетных данных, позволяющих сделать вывод о технической возможности осуществления рециркуляции с одновременной карбонизацией гидроксида кальция с учетом следующих технологических факторов: состава и расхода сатурационного газа, содержания гидроксида кальция в обрабатываемом соке.

В случае «сатурации в трубе» задача, в отличие от использования сжатого воздуха в гидропневматических подъемниках, усложняется вследствие значительных изменений рабочего агента (сатурационный газ) – снижается объемная доля  $\text{CO}_2$ , увеличивается температура, происходит его насыщение водяными парами. Кроме того, состав вводимого в аппарат сатурационного газа (в частности, объемная доля  $\text{CO}_2$ ), не является постоянным и изменяется в широком диапазоне от 26 до 32-34 %, а в неблагоприятных условиях снижается до 20-22 %.

В предлагаемом нами варианте очистки диффузионного сока с предварительной быстрой карбонизацией (предсатурацией) части гидроксида кальция в устройстве «сатурация в трубе» основной задачей является достижение щелочности сока  $0,10 \pm 0,02$  %  $\text{CaO}$  с одновременным его подъемом на определенную

высоту и подачей в аппарат II сатурации (рисунок 1) в режиме однократной циркуляции. Эта стадия необходима для обеспечения эффективной адсорбции продуктов распада несахаров, образовавшихся в процессе предыдущей горячей известковой обработки фильтрованного сока I сатурации с расходом гидроксида кальция 0,2-0,6 % к массе сока при объемной доле  $\text{CO}_2$  в сатурационном газе от 18 до 34 %. Для расчетов была принята величина  $K_{\text{исп}} \text{CO}_2$  в быстротечном сатураторе – 85 % [3].

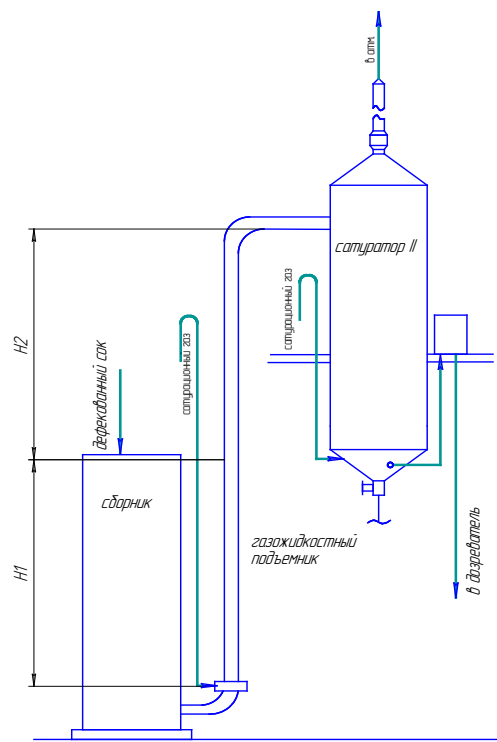


Рисунок 1 - Схема газожидкостного подъемника на II сатурации

Расчет производительности подъемника выполняется при кратности циркуляции сока 1,0 для сахарного завода мощностью 3000 т свеклы/сутки.

При доле фильтрованного сока I сатурации 130 % к массе свеклы и плотности 1,06 т/м<sup>3</sup> его секундный расход составляет:

$$\theta = (3000 \cdot 130) / (100 \cdot 1440 \cdot 60 \cdot 1,06) = 0,0426 \text{ м}^3/\text{с}$$

Уровень заполнения ( $H_1$ ) напорной трубы 4,5 м (рисунок 1) позволяет получить отношение  $\varepsilon = H_1 / (H_1 + H_2)$ , выраженное в % - 50. Объемный к.п.д. в зависимости от  $\varepsilon$  и общей высоты подъема определяется по выражению [4]:

$$\eta_0 = (134\varepsilon - 0,68\varepsilon^2) / (10000 + 75H) = (134 \cdot 50 - 0,68 \cdot 50^2) / (10000 + 75 \cdot 9) = 0,468 \quad (1)$$

где  $H$  – общая высота подъема, м.

Рассчитывается необходимый секундный расход рабочего агента:

$$V_1 = H_1 \cdot \theta / [21 \eta_0 \lg(10 + h_1/10)] = (4,5 \cdot 0,0426) / (21 \cdot 0,468 \lg 1,45) = 0,121 \text{ м}^3/\text{с} \quad (2)$$

Выполняются расчеты, исходя из задачи проведения карбонизации определенной доли вводимого гидроксида кальция и устанавливается техническая возможность подъема сока сатурационным газом с учетом величины гидравлического сопротивления движению двухфазного потока.

Основное уравнение газожидкостных подъемников показывает, что движущий напор  $H_2 (\rho_{ж} - \rho_{г}) \cdot g$  полностью поглощается сопротивлением подъемной трубы [4]. Следовательно, необходимо выполнить неравенство:

$$H_2 (\rho_{ж} - \rho_{г}) \cdot g \geq \Delta P_n, \quad (3)$$

где  $H_2$  - высота подъема сока, м;  $\rho_{ж}$  и  $\rho_{г}$  - плотности сока и газа, кг/м<sup>3</sup>;  $\varphi_{г}$  - объемная доля газовой фазы в среде, ед;  $g$  - ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $\Delta P_n$  - потери напора в подъемной трубе, м.

Суммарное гидравлическое сопротивление движущейся двухфазной среды складывается из потерь на трение и преодоление местных сопротивлений:

$$\Delta P_n = \Delta P_{тр} + \Delta P_m + \Delta P_{ин}, \quad (4)$$

В выражение введена величина  $\Delta P_{ин}$  – инерционный напор двухфазного потока, обусловленный изменением его газосодержания ( $\varphi_{г}$ ) по высоте подъемной трубы.

Потери на трение при движении газожидкостной смеси определяются по выражению [4]:

$$\Delta P_{тр} = \lambda (H/d) [1/(1 - \varphi_{г})^2] \cdot [(\omega_{ж}^2 \cdot \rho_{ж})/2], \quad (5)$$

где  $\omega_{ж}$  - скорость движения жидкости, приведенной на полное сечение, м/с;  $H$  - общая длина пути движения жидкости, м;  $\lambda$  - коэффициент сопротивления трения;  $d$  – диаметр подъемной трубы, м.

Коэффициент сопротивления трения труб круглого сечения с гидравлически гладкими стенками при  $Re > 4 \cdot 10^3$  определяется по формуле Филоненко-Альтшуля [5]:

$$\lambda = 1 / (1,8 \lg Re - 1,64)^2, \quad (6)$$

Для определения  $\omega_{ж}$ ,  $Re_{ж}$ ,  $\varphi_{г}$  и  $d$  задаемся следующими исходными величинами: расход гидроксида кальция для обработки сока 0,2-0,6 % CaO; коэффициент поглощения CO<sub>2</sub> 85 %; температура отработавшего газа 82 °С; начальная объемная доля CO<sub>2</sub> во вводимом газе 34 % [6].

В сок вводится 0,2 % CaO, что составит  $(0,0426 \cdot 1,06 \cdot 0,2) / 100 = 9,03 \cdot 10^{-5}$  т/с

Для перевода гидроксида кальция в карбонат с учетом объемной доли CO<sub>2</sub> 34 % и Кисп 85 % вводится сатурационного газа:

$$(9,03 \cdot 10^{-5} \cdot 1000 \cdot 44 \cdot 100 \cdot 100) / (56 \cdot 67,3 \cdot 85) = 0,124 \text{ м}^3/\text{с},$$

где 67,3 – массовая доля CO<sub>2</sub> в 100 м<sup>3</sup> сатурационного газа, кг.

Соответственно для других расходов гидроксида кальция: 0,3 % - 0,186; 0,4 % - 0,248; 0,5 % - 0,310; 0,6 % - 0,372 м<sup>3</sup>/с.

Определяются расходы вводимого гидроксида кальция в виде известкового молока плотностью 1,19 т/м<sup>3</sup>:

$$(0,0426 \cdot 0,2 \cdot 1,06 \cdot 1000) / (100 \cdot 258) = 0,35 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с},$$

при вводе 0,3 % CaO -  $0,53 \cdot 10^{-3}$ ; 0,4 % -  $0,70 \cdot 10^{-3}$ ; 0,5% -  $0,88 \cdot 10^{-3}$ ; 0,6 % -  $1,05 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/с.

Общий расход жидкой фазы (м<sup>3</sup>/с) соответственно составит (4,30; 4,31; 4,33; 4,35; 4,37) · 10<sup>-2</sup>.

Рассчитывается диаметр газожидкостного реактора (подъемной трубы) и значение критерия  $Re$  для различных скоростей движения жидкой фазы: 0,2; 0,4; 0,6; 0,8; 1,0 м/с при ее усредненном расходе 0,0433 м<sup>3</sup>/с (таблица 1).

Т а б л и ц а 1

Отдельные параметры движения сока

|                                    |       |       |       |       |       |
|------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Скорость движения жидкой фазы, м/с | 0,2   | 0,4   | 0,6   | 0,8   | 1,0   |
| Диаметр подъемной трубы, м         | 0,525 | 0,371 | 0,303 | 0,263 | 0,235 |
| Критерий $Re \cdot 10^{-6}$        | 0,219 | 0,309 | 0,379 | 0,438 | 0,490 |

Определяются величины газосодержания в газожидкостной смеси:

$$\varphi_{\Gamma} = V_{\Gamma} / V_{\text{см}}, \quad (7)$$

где  $V_{\Gamma}$  - объем газа, заключенного в объеме

смеси;  $V_{\text{см}}$  - объем смеси.

Расчет выполняется исходя из секундных расходов компонентов рабочей среды (таблица 2).

Т а б л и ц а 2

Изменение газосодержания смеси при входе в трубу от расхода гидроксида кальция

| Показатели                               | Расход гидроксида кальция, % |        |        |        |        |
|------------------------------------------|------------------------------|--------|--------|--------|--------|
|                                          | 0,2                          | 0,3    | 0,4    | 0,5    | 0,6    |
| Расход сока, м <sup>3</sup> /с           | 0,0430                       | 0,0431 | 0,0433 | 0,0435 | 0,0437 |
| Расход вводимого газа, м <sup>3</sup> /с | 0,1059                       | 0,1588 | 0,2118 | 0,2647 | 0,3177 |
| Расход смеси, м <sup>3</sup> /с          | 0,1489                       | 0,2019 | 0,2551 | 0,3082 | 0,3614 |
| Газосодержание при входе в трубу, ед.    | 0,711                        | 0,787  | 0,830  | 0,859  | 0,879  |

Примечание: расход сатурационного газа при входе в подъемную трубу принят для 30 °С.

Определяются потери на трение при заданном расходе гидроксида кальция для выбранного диапазона скоростей.

Рассчитываются потери на преодоление местных сопротивлений для тех же условий:

$$\Delta P_{\text{м}} = (\xi_{\text{вх}} + \xi_{\text{вых}} + 3\xi_{\text{пов}} + \xi_{\text{вент}} + \xi_{\text{короб}}) \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho_{\text{ж}}}{2}, \quad (8)$$

Коэффициенты местных сопротивлений приняты по [5].

Инерционный напор двухфазного потока определяется по выражению:

$$\Delta P_{\text{ин}} = [1 / (1 - \varphi_{\Gamma 2})^2 - 1 / (1 - \varphi_{\Gamma 1})^2] (\omega_{\text{ж}}^2 \cdot \rho_{\text{ж}}) / 2, \quad (9)$$

Рассчитываются значения  $\varphi_{\Gamma 2}$  с учетом  $K_{\text{исп}} \text{ CO}_2$  85 % и температуры отработавшего сатурационного газа 82 °С (таблица 3).

Т а б л и ц а 3

Изменение газосодержания смеси на выходе из трубы от расхода гидроксида кальция

| Показатели                                   | Расход гидроксида кальция, % |        |        |        |        |
|----------------------------------------------|------------------------------|--------|--------|--------|--------|
|                                              | 0,2                          | 0,3    | 0,4    | 0,5    | 0,6    |
| Расход отработанного газа, м <sup>3</sup> /с | 0,2411                       | 0,3616 | 0,4823 | 0,6027 | 0,7234 |
| Расход смеси, м <sup>3</sup> /с              | 0,2841                       | 0,4047 | 0,5256 | 0,6462 | 0,7671 |
| Газосодержание на выходе из трубы, ед.       | 0,849                        | 0,894  | 0,918  | 0,933  | 0,942  |

Величина движущего напора при расходе СаО 0,2 % составит:

$$H_2 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) \cdot \varphi_{\Gamma} \cdot g = 4,5 \cdot (1060,0 - 1,49) \cdot 0,711 \cdot 9,81 = 33223,6 \text{ кг/(м} \cdot \text{с}^2), \quad (10)$$

Т а б л и ц а 4

Зависимость потерь от скорости рабочей среды

| Скорость рабочей среды, м/с                                         | 0,2    | 0,4     | 0,6     | 0,8     | 1,0     |
|---------------------------------------------------------------------|--------|---------|---------|---------|---------|
| Потери на преодоление местных сопротивлений, кг/(м·с <sup>2</sup> ) | 2386,6 | 9715,5  | 21860,0 | 38862,1 | 60722,1 |
| Потери на трение, кг/(м·с <sup>2</sup> )                            | 98,7   | 523,3   | 1392,5  | 2771,9  | 4741,9  |
| Инерционный напор, кг/(м·с <sup>2</sup> )                           | 675,9  | 2703,4  | 6082,7  | 10813,7 | 16896,4 |
| Общее гидравлическое сопротивление, кг/(м·с <sup>2</sup> )          | 3161,2 | 12942,2 | 29335,2 | 52447,7 | 82360,4 |

Таким образом, при скорости подъема сока 0,6 м/с движущий напор газожидкостного реактора практически полностью расходуется на преодоление суммы гидравлических сопротивлений. Подъем сока при увеличении скорости свыше 0,6 м/с осуществить уже невозможно. Исходя из величины достижимой скорости движения сока 0,5-0,6 м/с, расчетная продолжительность карбонизации 0,2 % СаО составит 24-20 с при подаче 130 % сока I сатурации и диаметре подъемной трубы 0,303 м.

Представляет практический интерес анализ возможности карбонизации увеличенных расходов СаО (0,4 и 0,6 % СаО) в газожидкостном реакторе при вводе сатурационного газа с различными объемными долями СО<sub>2</sub> – при отличной работе известняково-обжигательных печей 34 %, удовлетворительной – 26 %, и неудовлетворительной – 18 %. По ранее приведенным выражениям рассчитываются потери на трение, на преодоление местных сопротивлений, величины инерционного напора.

Рассчитываются величины газосодержания в смеси при расходе сока 0,0426 м<sup>3</sup>/с и

изменяющихся расходах гидроксида кальция (таблица 5).

Т а б л и ц а 5

Изменение газосодержания смеси на входе в трубу от расхода гидроксида кальция и доли CO<sub>2</sub> в газе

| Показатели                               | Расход гидроксида кальция (%) и доля CO <sub>2</sub> в газе, % |       |       |        |       |       |        |       |       |
|------------------------------------------|----------------------------------------------------------------|-------|-------|--------|-------|-------|--------|-------|-------|
|                                          | 0,2                                                            |       |       | 0,4    |       |       | 0,6    |       |       |
|                                          | 34                                                             | 26    | 18    | 34     | 26    | 18    | 34     | 26    | 18    |
| Расход сока + CaO, м <sup>3</sup> /с     | 0,0430                                                         |       |       | 0,0435 |       |       | 0,0440 |       |       |
| Расход вводимого газа, м <sup>3</sup> /с | 0,106                                                          | 0,182 | 0,383 | 0,212  | 0,363 | 0,764 | 0,318  | 0,545 | 1,147 |
| Расход смеси, м <sup>3</sup> /с          | 0,149                                                          | 0,225 | 0,426 | 0,255  | 0,406 | 0,807 | 0,362  | 0,589 | 1,191 |
| Газосодержание на входе, ед.             | 0,711                                                          | 0,809 | 0,899 | 0,830  | 0,893 | 0,947 | 0,879  | 0,925 | 0,963 |

Примечание: температура газа на входе принята 30 °С.

Для определения величин инерционного напора, обусловленного поглощением диоксида углерода и насыщением водяными парами,

рассчитали газосодержание в смеси на выходе из трубы (таблица 6).

Т а б л и ц а 6

Изменение газосодержания на выходе из трубы от расхода гидроксида кальция и доли CO<sub>2</sub> в газе

| Показатели                               | Расход гидроксида кальция (%) и доля CO <sub>2</sub> в газе, % |       |       |       |       |       |       |       |       |
|------------------------------------------|----------------------------------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
|                                          | 0,2                                                            |       |       | 0,4   |       |       | 0,6   |       |       |
|                                          | 34                                                             | 26    | 18    | 34    | 26    | 18    | 34    | 26    | 18    |
| Расход газа на выходе, м <sup>3</sup> /с | 0,241                                                          | 0,454 | 1,039 | 0,482 | 0,906 | 2,073 | 0,724 | 1,360 | 3,113 |
| Расход смеси, м <sup>3</sup> /с          | 0,284                                                          | 0,497 | 1,082 | 0,525 | 0,949 | 2,116 | 0,768 | 1,404 | 3,157 |
| Газосодержание, ед.                      | 0,849                                                          | 0,913 | 0,960 | 0,918 | 0,955 | 0,979 | 0,942 | 0,968 | 0,986 |

Несмотря на поглощение 85 % CO<sub>2</sub>, объем отработанного газа увеличивается в 2 и более раз в сравнении с его показателями при вводе в подъемную трубу (таблица 2).

Это обусловлено значительным тепловым расширением и достижением состояния насыщения при испарении влаги. Изменение

газосодержания на выходе из трубы оказало влияние на величину инерционного напора (таблица 7). Вследствие роста показателя газосодержания  $\varphi_{r2}$  суммарные гидравлические потери также увеличиваются (рисунки 2-4).

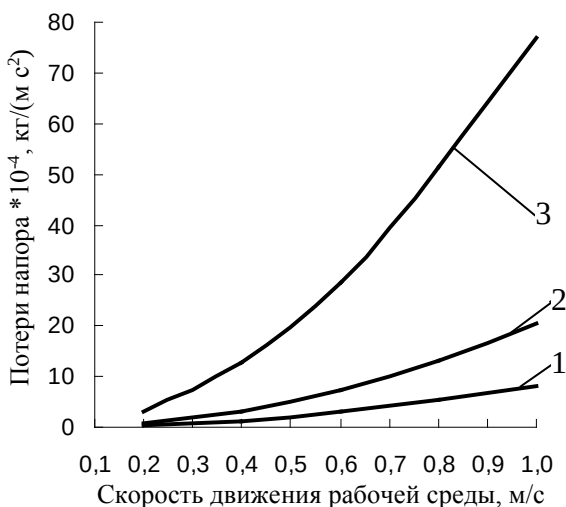


Рисунок 2 - Потери напора при расходе гидроксида кальция 0,2 % и объемной доле CO<sub>2</sub> в сатурационном газе: 1 – 34; 2 – 26; 3 – 18 %.

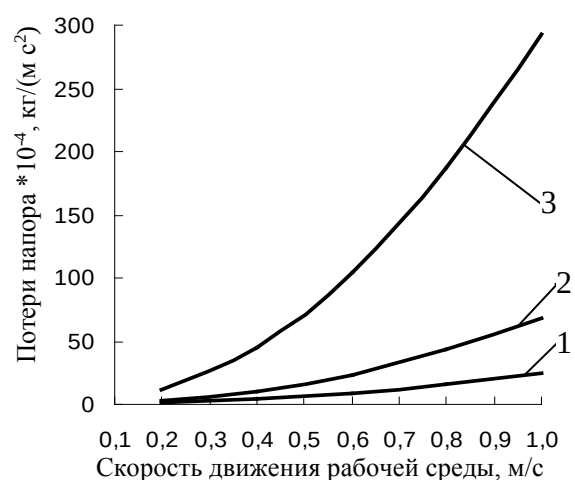


Рисунок 3- Потери напора при расходе гидроксида кальция 0,4 % объемной доле CO<sub>2</sub> в сатурационном газе: 1 – 34; 2 – 26; 3 – 18 %.

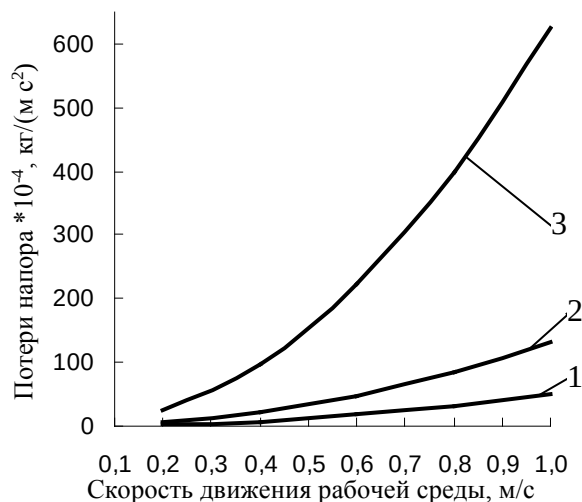


Рисунок 4- Потери напора при расходе гидроксида кальция 0,6 % объемной доле  $\text{CO}_2$  в насыщенном газе: 1 – 34; 2 – 26; 3 – 18 %.

Т а б л и ц а 7

Изменение инерционного напора в зависимости от факторов карбонизации

| Скорость,<br>м/с | Инерционный напор $[\text{кг}/(\text{м}\cdot\text{с}^2)]\cdot 10^{-3}$ при расходе СаО (%) и объемной доле $\text{CO}_2$ , % |       |       |       |        |        |       |       |        |
|------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|-------|-------|--------|--------|-------|-------|--------|
|                  | 0,2                                                                                                                          |       |       | 0,4   |        |        | 0,6   |       |        |
|                  | 34                                                                                                                           | 26    | 18    | 34    | 26     | 18     | 34    | 26    | 18     |
| 0,2              | 0,67                                                                                                                         | 2,22  | 11,16 | 2,42  | 8,59   | 40,53  | 4,86  | 16,93 | 92,68  |
| 0,4              | 2,70                                                                                                                         | 8,88  | 44,66 | 9,68  | 34,37  | 162,1  | 19,43 | 67,74 | 370,7  |
| 0,6              | 6,08                                                                                                                         | 19,98 | 100,5 | 21,79 | 77,33  | 364,7  | 43,71 | 152,4 | 834,1  |
| 0,8              | 10,81                                                                                                                        | 35,51 | 178,6 | 38,74 | 137,48 | 648,4  | 77,71 | 270,9 | 1482,8 |
| 1,0              | 16,89                                                                                                                        | 55,49 | 279,1 | 60,53 | 214,81 | 1013,2 | 121,4 | 423,3 | 2316,9 |

Для принятых расходов СаО при разном составе насыщенного газа рассчитан движущий напор газожидкостного реактора (рисунок 5).

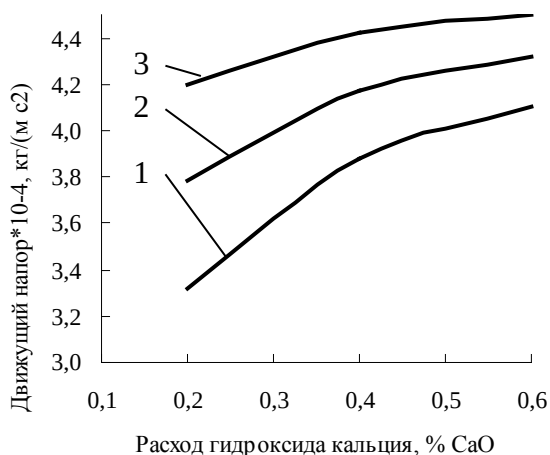


Рисунок 5 - Движущий напор при различной объемной доле  $\text{CO}_2$  в насыщенном газе: 1 – 34; 2 – 26; 3 – 18 %.

Из данных, приведенных на рисунке 5, в сравнении с результатами на рисунках 2-4 видно, что изменение движущего напора при

различных расходах гидроксида кальция и составе насыщенного газа незначительно и его величины могут обеспечить подъем сока лишь с малой скоростью. Например, при расходе СаО (0,2 %) и хорошем качестве насыщенного газа возможная максимальная скорость подъема сока около 0,6 м/с; при снижении объемной доли  $\text{CO}_2$  до 26 % уменьшается и достижимая скорость – до 0,4 м/с. При увеличенном до 0,4 % расходе гидроксида кальция движущий напор может обеспечить малую скорость подъема 0,2-0,4 м/с даже при высоком качестве газа. При возрастании ввода СаО до 0,6 % циркуляция сока в подъемнике возможна лишь с минимальной скоростью при отличной работе обжигательных печей. Только при максимальной доле  $\text{CO}_2$  (34 %) в газе движущий напор компенсирует суммы гидравлических сопротивлений при скорости подъема не более 0,20-0,23 м/с. При неудовлетворительной работе обжигательных печей и расходе гидроксида кальция более 0,25 % СаО увеличение расхода насыщенного газа в 5-11 раз (таблица 5) не позволит обеспечить восходящего потока сока даже с

минимальной скоростью вследствие интенсивного опережения суммы гидравлических потерь напора (рисунки 3 и 4).

Таким образом, при установке газожидкостного реактора с целью обеспечения предсатурации гидроксида кальция в процессах I и II сатурации необходимо обеспечить подачу сатурационного газа с высокой объемной долей диоксида углерода – только в этом случае возможна эффективная работа технологической установки «сатурация в трубе». При расчете реакторов подобного типа необходимо, прежде всего, обосновать рациональный расход гидроксида кальция для проведения последующей карбонизации с целью достижения высокого адсорбционного эффекта образовавшихся мелкодисперсных частиц карбоната кальция с нормативными фильтрационными показателями сатурационных соков.

#### ЛИТЕРАТУРА

1 Даишев, М. И. Пути ресурсосбережения и интенсификации в сахарном производстве (сокодобывание и очистка) [Текст] / М. И. Даишев // Сахарная промышленность. Обзорная информация. - 1991. - № 11. - С. 36.

2 Голыбин, В. А. Рециркуляция сока II сатурации [Текст] / В. А. Голыбин, Ю. Н. Казаков, И. Ф. Бугаенко и др. // Сахарная промышленность. Реферативный сборник. - 1984. - №. 4. - С. 1-2.

3 Голыбин, В. А. К вопросу о повышении эффективности адсорбционной очистки диффузионного сока [Текст] / В. А. Голыбин, Е. В. Калмыкова, Ю. И. Зелепукин // Тезисы докладов Всероссийской научно-практической конференции «Пути повышения эффективности свеклосахарного производства России в

условиях рыночной экономики», Рамонь. - 1996. - С. 6-7.

4 Соколов, В. Н. Газожидкостные реакторы [Текст] / В. Н. Соколов, И. В. Доманский. - Л.: Машиностроение, 1976. - 216 с.

5 Идельчик, И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям [Текст]: справочник / И. Е. Идельчик, под ред. М. О. Штейнберга. - М.: Машиностроение, 1992. - 672 с.

6 Голыбин, В. А. О потерях тепла на сатурации [Текст] / В. А. Голыбин // Сахарная промышленность. - 1994. - № 2. - С. 18-19.

#### REFERENCES

1 Daishev, M. I. Ways of resource saving and intensification in sugar production (juice extraction and treatment) [Text] / M. I. Daishev // Sugar industry. Overview. - 1991. - № 11. - P. 36.

2 Golybin, V. A. Recycling juice II saturation [Text] / V. A. Golybin, Y. N. Kazakov, I. F. Bugaenko et al // Sugar industry. Abstract collection. - 1984. - №. 4. - P. 1-2.

3 Golybin, V. A. On the question of increasing the efficiency of adsorption juice purification [Text] / V. A. Golybin, E. V. Kalmikova, Y. I. Zelepukin // Abstracts of the Russian scientific-practical conference "Ways of increasing the effectiveness of beet sugar Russian production in a market economy, Ramon. - 1996. - P. 6-7.

4 Sokolov, V. N. Gas-liquid reactors [Text] / V. N. Sokolov, I. V. Domanski. - L.: Mashinostroenie, 1976. - 216 p.

5 Idelchik, I. E. Handbook of hydraulic resistance [Text]: handbook / I. E. Idelchik, ed. by M. O. Steinberg. - M.: Mashinostroenie, 1992. - 672 p.

6 Golybin, V. A. Losses of heat during saturation [Text] / V. A. Golybin // Sugar Industry. - 1994. - № 2. - P. 18-19.