

66
с30
МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ БССР

Белорусский технологический институт им.С.М.Кирова

66.083.8
На правах рукописи

СЕМЕНОВ Анатолий Семенович

ИССЛЕДОВАНИЕ, РАЗРАБОТКА И ПРОМЫШЛЕННОЕ ВНЕДРЕНИЕ
ПРОЦЕССА ДЕГАЗАЦИИ РАСТВОРА ОСАДИТЕЛЬНОЙ
ВАННЫ В СЛИВНЫХ ТРУБОПРОВОДАХ

Специальность 05.17.08

"Процессы и аппараты химической технологии"

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Минск 1974

66
С 30

кх.

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ БССР

БЕЛОРУССКИЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ
ИМЕНИ С.М.КИРОВА

На правах рукописи

СЕМЕНОВ Анатолий Семанович

ИССЛЕДОВАНИЕ, РАЗРАБОТКА И ПРОМЫШЛЕННОЕ ВНЕДРЕНИЕ
ПРОЦЕССА ДЕГАЗАЦИИ РАСТВОРА ОСАДИТЕЛЬНОЙ
БАНЫ В СЛИВНЫХ ТРУБОПРОВОДАХ

4005 ар.

Специальность 05.17.08

"Процессы и аппараты химической технологии"

А в т о р е ф е р а т -
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Минск 1974

БИБЛИОТЕКА БТИ
ИМЕНИ С. М. КИРОВА

Работа выполнена на кафедре "Машины и аппараты химических производств" Белорусского технологического института им.С.М.Кирова и на Светлогорском заводе искусственного волокна.

Научный руководитель
канд.техн.наук, доцент

ЩЕХОВ И.М.

Официальные оппоненты:

доктор технических наук

СЕРКОВ А.Т.

кандидат технических наук, доцент

АСТАХОВ В.А.

Ведущее предприятие - Государственный институт по проектированию предприятий искусственных волокон

Автореферат разослан " _____ " _____ 1975 г.

Защита диссертации состоится " _____ " _____ 1975 г.
в 10 часов на заседании Совета Белорусского технологического института им. С.М.Кирова

220630, г.Минск, ул.Свердлова 13а, корп.4, ауд.220.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке института.

Ученый секретарь Совета,
канд.техн.наук

/Е.А.ГРУШЕВСКАЯ/

Намечающееся увеличение выпуска вискозных волокон за счет максимального использования существующих мощностей и ввода в строй новых требует кардинального решения вопроса обезвреживания сточных вод и вентиляционных выбросов этих производств.

Одним из основных источников образования вредных выбросов, содержащих сероуглерод и сероводород, являются прядильные растворы и, прежде всего, раствор осадительной ванны (ОВ). Наличие газов в ОВ вызывает целый ряд нежелательных явлений: загазованность производственных помещений; загрязнение раствора серой; отложение серы на деталях прядильных машин, трубопроводах и другом оборудовании; сокращение срока службы гуммированных деталей; ухудшение условий формирования волокна; загрязнение сточных вод; снижение производительности выпарных установок; ухудшение слива отработанного раствора ОВ с прядильных машин и т.д. Поэтому при разработке комплексной схемы обезвреживания вискозных производств обязательно должна быть предусмотрена дегазация осадительной ванны с целью устранения перечисленных недостатков и получения высококонцентрированной парогазовой смеси (ПГС), очистка которой от сероуглерода и сероводорода не представляла бы трудностей.

Однако проведение процесса дегазации осложняется большими расходами ОВ (до 1200 м³/час), ее высокой коррозионной агрессивностью, наличием в растворе взвешенных и пенообразующих поверхностно-активных веществ (ПАВ), таких как лаурилпиридинсульфат (ЛПС), и, главное, ограниченностью производственных площадей, не обходимых для размещения дегазационного оборудования. Указанные факторы значительно затрудняют использование для дегазации известных массообменных аппаратов.

Диссертация состоит из введения и шести глав.

В первой главе рассмотрены известные способы дегазации растворов и их аппаратурное оформление. Показано, что применению этих

способов в условиях действующих производств затруднительно.

Во второй главе проводится анализ наиболее приемлемых способов дегазации (в пленочно-трубчатых и перо-эжекторных аппаратах и в наклонных трубопроводах), на основании которого показана целесообразность использования сливных коллекторов в качестве дегазаторов. Приводятся результаты испытаний этого способа в лабораторных условиях.

Третья глава посвящена вопросам гидродинамики двухфазного потока в наклонных трубопроводах. Дана методика проведения экспериментальных исследований на опытной установке. Получены расчетные зависимости в виде критериальных уравнений для систем с поверхностно-активными веществами и без них.

В четвертой главе приведены экспериментальные данные по дегазации сероуглерода и сероводорода из раствора O_2 в наклонном трубопроводе.

В пятой главе изложена методика расчета основного оборудования дегазационной установки; приводятся результаты испытания различных схем дегазации в наклонных трубопроводах, на основании которых предложен наиболее работоспособный вариант аппаратного оформления процесса.

Разработана система дегазации других прядильных растворов: первого закрепления, промывочных, взвешивных.

Проведено комплексное обследование работы установки.

В заключительной главе дается технико-экономическое обоснование выбранного способа дегвации раствора осадительной ванны.

Исследования гидродинамики прямоочного двухфазного потока в наклонном трубопроводе.

Поскольку возможности теоретического анализа ввиду сложности течения газо-жидкостной смеси ограничены, то основное внимание при исследовании гидродинамики уделено экспериментальному изучению с последующим обобщением опытных данных.

На основе уравнений движения, записанных для каждой фазы, с использованием положений теории подобия получены определяющие критерии. Из полученных критериев следует, что опытные данные необходимо обрабатывать в виде

$$Eu = f(Re_r, Fr_m, \frac{\sigma l}{\rho g l}, \frac{l}{d}) \quad (I)$$

Целью исследования гидродинамики и являлось установление функциональной зависимости в явном виде.

Экспериментальные исследования гидродинамики с целью установления зависимости (I) в явном виде проводились на модельной установке, включающей в себя трубопровод диаметром $d = 0,2$ м и длиной $l = 13,7$ м с уклоном $i = 0,005$, систем подачи раствора и воздуха, а также контрольно-измерительные приборы. Для визуального наблюдения за течением двухфазного потока трубопровод был выполнен из стеклянных и гуммированных отрезков труб, соединенных между собой тройниками, через которые подавался раствор. В качестве жидкой фазы использовалась чистая вода и водные растворы ЛПС. Скорости движения фаз изменялись в диапазоне

$$W_r = (0,458 \pm 1,25) \text{ м/сек} \quad \text{и} \quad W_m = (0,099 \pm 0,325) \text{ м/сек}.$$

В зависимости от относительных нагрузок по газу и жидкости, от содержания ЛПС /ПАВ/ в растворе наблюдались расслоенный вол-

новой и пробковый режимы течения. Установлены границы переходе рас-
слоенного течения к пробковому в координатах $\sqrt{Re_{crit}} - \beta$.

Характерной особенностью течения раствора ЛПС в трубопроводе является интенсивное образование пены, высота которой увеличивается с повышением концентрации ЛПС в водном растворе. При подаче воздуха сплошной слой пены над раствором разрушается, а на межфазной поверхности остается устойчивый слой пены высотой 10 + 15 мм. С увеличением расхода раствора ЛПС высота слоя пены снижается, а в местах ввода в трубопровод она полностью разрушается за счет интенсивного перемешивания поступающего раствора.

Отмечено стабилизирующее действие добавок ЛПС на образование волн на межфазной поверхности. При этом начало волнообразования наблюдается в более широком диапазоне изменения гидродинамических условий, а появление катящихся волн раствора смещается в область более высоких значений Re_r .

Добавки ПАВ к водному раствору оказывают весьма существенное влияние на гидравлическое сопротивление при движении двухфазного потока в наклонном трубопроводе.

Если для системы воздух - вода с увеличением нагрузки по газу наблюдается рост полного сопротивления в диапазоне значений

$$Re_r = (6,05 + 16,5) \cdot 10^3 \text{ по зависимости}$$
$$\Delta P_{r-x} \sim W_r^{1,19 \div 1,34}$$

то при добавке к системе ЛПС (ПАВ) расчет соответствует соотношению

$$\Delta P_{ПАВ} \sim W_r^{-0,27 \div 0,5}$$

Последняя зависимость для растворов с интенсивным пенообразованием подтверждается данными других авторов. Из нее следует, что минимальным скоростям газового потока соответствуют максимальные значения $\Delta P_{ПАВ}$, которые уменьшаются по мере увеличения W_r . После начального роста $\Delta P_{ПАВ}$ зависит от содержания ЛПС в

растворе и определенного значения W_r^* (рис. I). Отмечено возрастание $\Delta P_{\text{ПЛВ}}$ при увеличении содержания ЛПС в растворе, что вызвано большей вспенивающей способностью раствора, приводящей к уменьшению проходного сечения для воздуха.

В результате обработки опытных данных получены критериальных уравнения для системы воздух - воде и

$$Eu_{r-ж} = A Re_r^n Fr_{ж}^m (l/d) \quad (2)$$

и для системы воздух - водные растворы ПВ

$$Eu_{\text{ПЛВ}} = A Re_r^n Fr_{ж}^m \left(\frac{\sigma}{\sigma_{\text{ПЛВ}}}\right)^n (l/d) \quad (3)$$

Значения констант в уравнениях (2), (3) приведены соответственно в таблицах № I и 2.

Таблица № I

$Re_r \cdot 10^{-3}$	$Fr_{ж}$	A	n	m
$\leq 11,21$	$\leq 0,02$	4150	-0,86	0,33
$> 11,21$	$> 0,02$	270	-0,16	1,32
$\leq 1,21$	$> 0,02$	$200 \cdot 10^3$	-0,86	1,32
$> 1,21$	$\leq 0,02$	6,66	-0,16	0,33

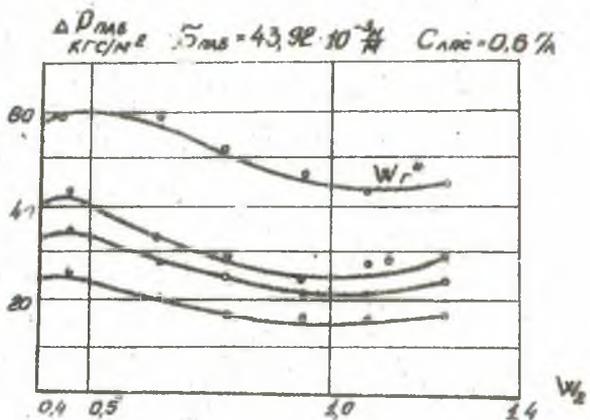
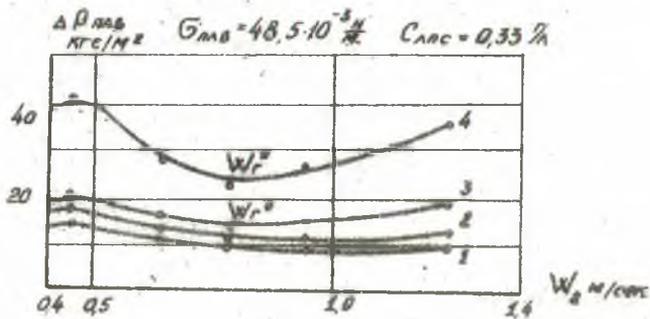
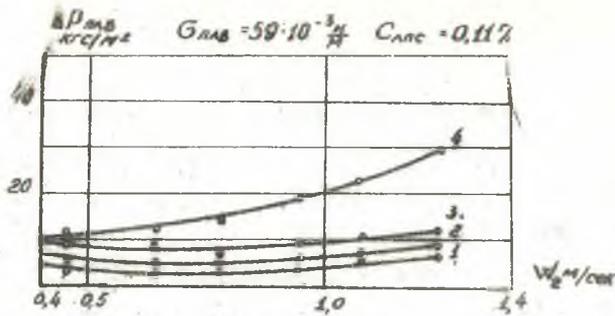


Рис. I. Влияние W_2 на $\Delta P_{\text{ПДВ}}$ в зависимости от содержания ДМС в растворе.

Таблица № 2

$Re, 10^{-3}$	$Fr_{ж}$	$\frac{G_{ж}}{G_{газ}}$	A	n	m	K
< II, 2I	< 0,0316	< 1,35	$647 \cdot 10^8$	-2,7	0,13	1,7
< II, 2I	< 0,0316	> 1,35	$390 \cdot 10^8$	-2,7	0,13	5,0
> II, 2I	> 0,0316	< 1,35	$554 \cdot 10^5$	-1,5	1,1	1,7
> II, 2I	> 0,0316	> 1,35	$145 \cdot 10^5$	-1,5	1,1	5,0
< II, 2I	> 0,0316	< 1,35	$250 \cdot 10^{10}$	-2,7	1,1	1,7
< II, 2I	> 0,0316	> 1,35	$100 \cdot 10^{10}$	-2,7	1,1	5,0
> II, 2I	< 0,0316	< 1,35	$140 \cdot 10^4$	-1,5	0,13	1,7
> II, 2I	< 0,0316	> 1,35	$480 \cdot 10^3$	-1,5	0,13	5,0

Отклонение экспериментальных данных от расчетных по уравнениям (2) и (3) не превосходит $\pm (10 + 15) \%$.

Исследование массопередачи

Массопередача изучалась на примере десорбции сероуглерода и сероводорода из раствора $ОВ$ в наклонном трубопроводе при прямо-точном движении воздуха и раствора, состав и свойства которого соответствовали технологическому регламенту кордного производства.

Десорбция сероуглерода и сероводорода проводилась в том же интервале скоростей газа и жидкости, что и при исследовании гидродинамики потока.

Изучение массопередачи во всех опытах сопровождалось визуальным наблюдением за режимом течения и степенью заполнения трубопровода.

Содержание сероуглерода и сероводорода в растворе $ОВ$ и в

паро-газовой смеси определялось по методике Барнгардта, а отбор проб производился в соответствии с рекомендациями ВНИИВс.

В ходе экспериментов определялись $K_{Vж}, \Delta X_{ср}, \Psi$, которые рассчитывались по известным уравнениям.

На основании обработки опытных данных получены следующие критериальные зависимости:

для сероводорода

$$K_{Vж} = 0,69 Re_r^{0,6} Re_{ж}^{0,23} (\ell/d)^{-0,16} \quad (4)$$

для сероуглерода

$$K_{Vж} = 21,3 Re_r^{0,3} Re_{ж}^{0,25} (\ell/d)^{-0,18} \quad (5)$$

Сопротивление массопередаче при десорбции плохо растворимых газов с высокими значениями констант фазового равновесия ($m_{H_2S} = 8800, m_{CS_2} = 13800$) определяется, в основном, гидродинамической обстановкой.

Из представленных зависимостей (4) и (5) видно, что с увеличением $Re_{ж}$ при постоянных значениях Re_r и ℓ/d эффективность десорбции возрастает за счет турбудизации жидкости, особенно в местах входа в створе ОВ, создающих условия для вихреобразования в пограничных слоях жидкости или газа.

Анализ опытных данных показал, что решающую роль играет эффект перемешивания, так как увеличение расхода воздуха более чем в пять раз на эффективности десорбции практически не сказывается.

Отмечено незначительное снижение $K_{Vж}$ при увеличении параметра ℓ/d , что можно объяснить влиянием расположения впадов газ-жидкостного потока в трубопроводе.

Наряду с изучением скорости перехода массы из одной фазы в другую для всех опытов проводились расчеты вероятности процесса

десорбции (степень извлечения) сероуглерода и сероводорода.

В условиях эксперимента при соотношении фаз $\frac{G}{L} = 10,5$ достигнута степень извлечения 70,0 и 80,0% для сероводорода и сероуглерода соответственно. Последующее увеличение $\frac{G}{L}$ незначительно изменяет ψ . Изучение влияния параметра $\frac{G}{L}$ на степень извлечения показало, что основной массообмен происходит при $\frac{G}{L} = 50$ и соответствует 60% для сероуглерода и 55% для сероводорода, что связано с неустойчивым характером течения на начальном участке трубопровода.

Промышленные испытания процесса дегазации раствора ОВ.

Как показали проведенные исследования дегазацию раствора ОВ целесообразно проводить при скорости воздушного потока в коллекторе, близкой к критической, соответствующей переходу от расслоенного волнового течения к пробковому, при котором обеспечивается наибольшая поверхность массообмена и сравнительно небольшое сопротивление.

На основании гидродинамики на модельной установке графически определена $W_{кр} = 1,5$ м/сек для промышленных условий. Расчет гидравлического сопротивления и десорбции сероуглерода и сероводорода из отработанного раствора ОВ осуществлялся по 25 участкам трубопровода. Общее гидравлическое сопротивление системы, рассчитанное по уравнению (3), составило $\Delta P_{плв} = 299$ кгс/м².

Теоретически возможная степень десорбции на основании уравнений (4), (5) составила для сероуглерода - 76,7% и сероводорода - 77,4%. В соответствии с расчетными данными была спроектирована и смонтирована промышленная установка. Предварительные испытания опытно-промышленной установки показали, что дегазацию раствора ОВ с высокой пенообразующей способностью нельзя осуществить

из-за интенсивности уноса пены в вытяжную вентиляционную систему. Поэтому был разработан и испытан способ гашения пены в аппаратах эжектор-разделитель фаз циклонного типа. Гашение пены происходит в эжекторе за счет высокой скорости истечения пара через сопло $d = 5,5$ мм с последующим отделением жидкости в типовом циклоне.

Испытания разработанного способа гашения пены подтвердили его эффективность и надежность в работе. Сочетание сливного коллектора с эжекторным пеногасителем позволило создать простую и экономичную промышленную систему десорбции.

Во время испытаний проверялась стабильность работы установки дегазации при различных вариантах расположения эжектора (вертикальном, горизонтальном) с исследованием возможности использования смесителя, как емкости для слива отсепарированной пены и жидкости.

Как показали результаты испытаний использование смесителя для слива жидкой фазы нежелательно из-за колебаний уровня раствора ОВ, избыточного давления в нем, вследствие чего ухудшалась сепарация в циклоне и наблюдался периодический выброс пены из смесителя.

Анализируя все предложенные и испытанные схемы дегазации раствора ОВ в сливных коллекторах можно сделать вывод, что добиться устойчивой работы установки можно, лишь отказавшись от смесителя, как емкости для слива отсепарированной пены. Поэтому для обеспечения стабильной сепарации фаз в циклоне был разработан вариант слива жидкой фазы в приемную барку, в которой за счет вытяжной вентиляции поддерживается разрежение 5-10 мм.в.ст. Имененный вариант слива жидкой фазы в приемную барку обеспечил стабильность работы установки в различных режимах.

Анализ длительных испытаний различных вариантов в данных условиях позволил выбрать наиболее оптимальную схему (рис.2) де-

газации прядильных растворов (ОВ) промывных ванн и ванны второго закрепления в сливных трубопроводах второго cordного производства Светлогорского завода искусственного волокна.

Необходимость устройства гашения и разделения пены для растворов без ПАВ, отвечает, поэтому отсос парогазовой смеси из трубопровода осуществляется вентилятором через общий газоход $d = 0,4$ м. В схеме предусматривается установка перед вентилятором каплеотбойника $d = 1,0$ м с прямоточно-центробежным сепаратором для отделения конденсировавшихся паров и капель технологических растворов. Простота конструкции установки и надежность в работе узлов, подобранных с учетом агрессивности среды, не требуют дополнительного выдалания персонале для их обслуживания.

Результаты длительных испытаний установок дегазации приведены в таблице № 3.

Таблица № 3

Режим испытаний	Среднее значение содержания				Степень извлечения в %	
	до дегазации		после дегазации		H_2S	CS_2
	H_2S	CS_2	H_2S	CS_2		
Слив ОВ через две коллектора в один смеситель. Расход 640 м ³ /час.	183,5	101,1	122,2	41,4	33,4	59,0
Слив ОВ через один коллектор в смеситель. Расход 320 м ³ /час. Дегазация только в коллекторе	183,5	101,1	81,4	28,4	55,7	72,0
То же. Дегазация в коллекторе и смесителя (основной рабочий режим)	183,5	101,1	69,6	23,6	62,0	76,5

Как видно из таблицы № 3 фактически достигнута ψ несколько ниже рассчитанных по уравнениям (4) и (5).

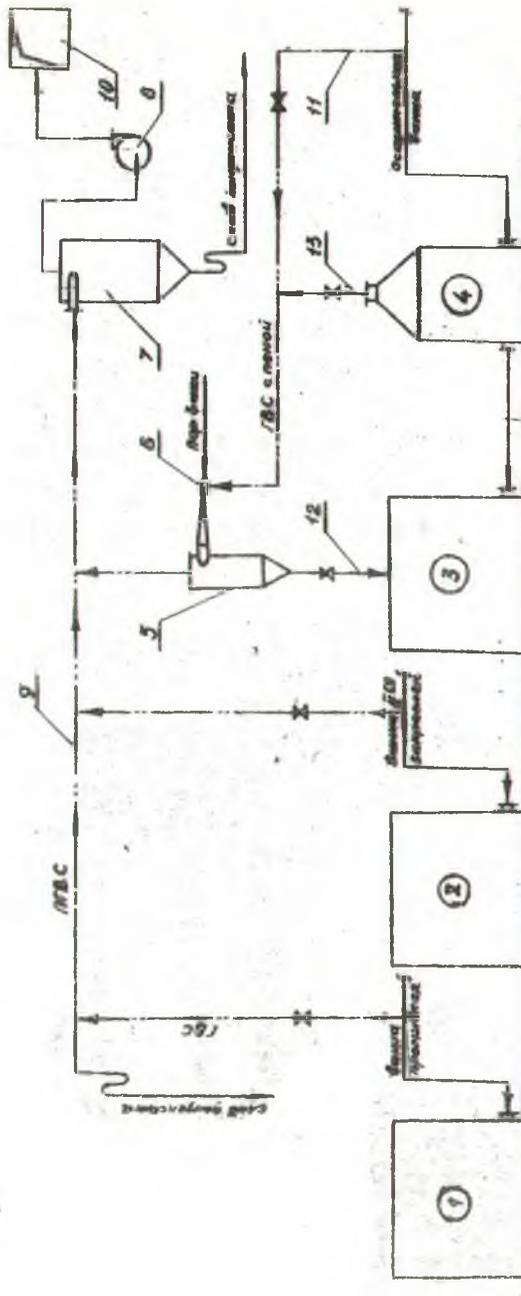


Рис. 2.

ЛГВС - газовоздушная смесь
 ЛГВС - шаргазовоздушная смесь

1. Прямая барга промышленной ванны.
 2. Прямая барга ванны II-го вакуумления.
 3. Прямая барга осадительной ванны.
 4. Сепаратор.
 5. Циклон \varnothing 500 мм.
 6. Эжектор.
 7. Циклон \varnothing 1000 мм.

Схема промышленной установки дегазации жидких реагентов.

8. Вентилятор ВВТ-9.
 9. Газоход из полипропилена \varnothing 400 мм.
 10. Вентиляционный газоход.
 11. Трубопровод \varnothing 200 мм отсоса ГВС и пены.
 12. Трубопровод \varnothing 200 мм слива осадительной лавны.
 13. Трубопровод \varnothing 100 мм отсоса ГВС и пены.

Это объясняется неравномерным распределением воздуха по сливным трубам с прядильных машин, большая часть которого поступает по трубам, расположенным ближе к смесителю.

Сравнение результатов дегазации раствора ОВ в коллекторах разной длины показало, что степень дегазации в коллекторе длиной 150 м на 10% выше, чем для коллектора длиной 100 м.

За счет принудительной дегазации раствора ОВ удалось достигнуть концентрации в ПГС в среднем по сероуглероду - $3,81 \text{ г/м}^3$ и сероводороду - $12,91 \text{ г/м}^3$, что дает реальную возможность производить рекуперацию сероуглерода и возвращать его в производство.

Одновременно с испытанием централизованного способа дегазации раствора ОВ производились анализы загазованности производственного помещения кислотного цеха № 2, которые в среднем снизились по сероводороду с 11,5 до $1,4 \text{ мг/м}^3$, по сероуглероду с 12,9 до $5,9 \text{ мг/м}^3$, что значительно ниже предельно допустимой концентрации (ПДК = 10 мг/м^3).

Таким образом, результаты промышленных испытаний показали целесообразность промышленного внедрения предлагаемого способа дегазации.

Технико-экономическое обоснование предлагаемого способа дегазации.

Критерием сравнительной оценки работы различных аппаратов служит относительный съем продукции с единицы объема аппарата, степень завершенности процесса десорбции и затраты на изготовление и эксплуатацию.

Сравнение результатов испытаний опытных установок дегазации приведены в таблице № 4.

Как видно из таблицы № 4 коэффициенты десорбции по своим значениям близки, а степени десорбции раствора ОВ в трубопроводе дли-

Таблица № 4

Способ дегазации	$K_{V_{ж}}$ в л/час		$\frac{G}{L}$	Степень дегазации в %		Остаточное давление в кг/м ²
	H ₂ S	CS ₂		H ₂ S	CS ₂	
Распыливающий с взрывчей воздухе	16	15	10	93	80	25,3
То же	-	-	8+10	73+77	76+81	53,3
Распыливающий под вакуумом	9+37	14+53	-	71+61	80+76	23,5
Вакуумный в аппарате с насыдкой	22	21	-	78,4	76,2	20,0
В наклонном трубопроводе	21+27,6	25+38,6	7+10	57+70	66+70	97,1

ной 13,7 м. и диаметром 0,2 м. меньше на 15+20% для сероводорода и 10+15% для сероуглерода по сравнению с другими способами десорбции. Однако, в производственных условиях степень десорбции была достигнута 62% и 76% для сероводорода и сероуглерода с минимальными эксплуатационными затратами.

Намечающийся переход на формирование волокна в прядильных трубках позволит сократить расход раствора ОВ, вследствие чего степень заполнения раствором сечения сливного коллектора составит 50%, что позволит увеличить эффективность десорбции до 85%.

При выборе аппарата для дегазации необходимо учитывать также его технологическую применимость и технико-экономические показатели. Установлено, что первоначальные затраты на изготовление разработанной установки производительностью 320 м³/час в

4 + 6 раз ниже чем форсуночного или вакуумного способов дегазации. Основная доля затрат в колонных дегазаторах приходится на перемещение и разбрызгивание ванны, поэтому совмещение самотека раствора ОВ в сливных коллекторах с ее дегазацией позволяет снизить эксплуатационные расходы на дегазацию ванны примерно в 70 раз.

Дегазация циркулирующего раствора ОВ на одном производстве позволит рекуперировать 11% сероуглерода и 7,5% элементарной серы от количества сероуглерода, заданного при кантогенировании.

В Ы В О Д Ы

1. На основании анализе литературных данных и исследований предложен простой и эффективный способ дегазации в наклонных трубопроводах.

2. Получены расчетные уравнения по гидродинамике и массопередаче, позволяющие рассчитывать установки для дегазации прядильных растворов в промышленных условиях.

3. Рассчитана, спроектирована и внедрена промышленная установка на первом и втором cordных производствах Светлогорского завода искусственного волокна.

4. Показано, что промышленная установка обеспечивает высокую степень извлечения (76,5 и 62%) сероуглерода и сероводорода. Эффективность дегазации может быть повышена до 85% при переходе на формирование волокна в трубках.

5. Предложенный способ дегазации позволяет получить высокие концентрации сероуглерода и сероводорода в паро-газовой смеси, что дает возможность создать экономичную установку для их рекуперации.

6. Установлено, что в результате внедрения процесса дегазации загазованность в кислотном цехе снизилась в 1,5+2 раза,

сероуглероду и в 4 + 5 раз по сероводороду, их концентрации в воздухе стали ниже ПДК.

7. В результате освоения процесса дегазации улучшились условия эксплуатации оборудования и формирования волокна.

8. Внедрение предложенного метода дегазации требует минимальных затрат.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

- l - длина трубопровода, м;
- d - диаметр трубопровода, м;
- V - объем десорбера (исследуемого участка трубопровода), м³;
- i - уклон трубопровода;
- $\rho_r, \rho_{ж}$ - плотность газа и жидкости, кг/м³;
- g - ускорение свободного падения, м/сек²;
- ν - вязкость кинематическая, м²/сек;
- μ - вязкость динамическая $\frac{\text{Н}\cdot\text{сек}}{\text{м}^2}$;
- $\bar{\sigma}, \sigma_{плв}$ - поверхностное натяжение воды и водного раствора ПАВ, н/м²;
- $\Delta P_{r, ж}, \Delta P_{плв}$ - общее сопротивление (перепад давлений) для систем воздух-вода и воздух-водные растворы ПАВ, кгс/м²;
- G, Q - расходы газа и жидкости, м³/сек;
- $W_r, W_{ж}$ - приведенные скорости газа и жидкости, м/сек;
- $W_{см}$ - скорость смеси, м/сек;
- $Eu_{r, ж} = \frac{\Delta P_{r, ж}}{\rho_r W_r^2}; Eu_{плв} = \frac{\Delta P_{плв}}{\rho_r W_r^2}$ - критерии Эйлера в системах воздух-вода, воздух-водные растворы ПАВ;

$F_{гж} = \frac{W_{гж}^2}{g \cdot d}$; $F_{жж} = \frac{W_{жж}^2}{g \cdot d}$ - критерии Фруда смеси и жидкости;

$Re_{гж} = \frac{W_{гж} \cdot d}{\nu_{гж}}$; $Re_{жж} = \frac{W_{жж} \cdot d}{\nu_{жж}}$ - критерии Рейнольдса для газовой и жидкой фаз;

β - объемная расходная концентрация воздуха в смеси;

$K_{гж}$ - объемный коэффициент десорбции для жидкой фазы, $\frac{\text{г.МОЛЬ}}{\text{ЧАС.М}^3}$;

m - константа фазового равновесия;

$\Delta X_{ср}$ - средняя движущая сила, в мольных долях;

X_1, X_2, X_3^* - начальная, конечная и равновесная концентрации газов в растворе ОВ, в мольных долях;

ψ - степень извлечения газов, в %.

Основное содержание диссертации опубликовано в следующих работах:

1. Семенов А.С. Способ гашения пены осадительной ванны в процессе дегазации. "Пром.хим.волокна", 4, 18, 1972.

2. Семенов А.С., Бершэвиц А.И., Козыкин В.Н., Ермякович Н.П. Дегазация осадительной ванны. "Пром.хим.волокна", II, 21, 1972.

3. Семенов А.С., Яковенко С.М., Церева Л.К. Централизованная дегазация всех технологических растворов при производстве кордного волокна. "Пром.хим.волокна", 9, 25, 1973.

4. Семенов А.С., Плехов И.М., Ермякович Н.П. Дегазация осадительной ванны в сливных трубопроводах. "Информ.листок Бел.НИИТИ и технико-эконом.исслед.", I2I, 1974.

5. Семенов А.С., Плехов И.М., Ермякович Н.П. Удаление газов из сливных трубопроводов осадительной ванны. "Хим.вол.", 3, 58, 1974.

6. Семенов А.С., Бершевиц А.И., Ермакович Н.П., Плехов И.М. Дегазация раствора осадительной ванны. В сб. "Использование побочных продуктов и отходов хим.пром.", Изд."Полюмя", Минск, 39-46, 1974.

7. Семенов А.С. Дегазация прядильных растворов в сливных трубопроводах. Тезисы отраслевой конференции по обезвреживанию производстве химических волокон и охране природы. Мытищи, Моск. обл., ВНИИВ, 1974.

8. Семенов А.С. и др., Авт.свид.СССР № 237102, Бюлл.изобр., 8, 1969.

Содержание основных разделов диссертации докладывалось и обсуждалось на:

1. отраслевой конференции "Обезвреживание производстве химических волокон и охране природы", г.Мытищи, Моск.обл., ВНИИВ, 1974г.

2. научно-техническом совещании "Использование побочных продуктов и отходов химической промышленности", г.Могилев, 1973 г.

3. отчетных научно-технических конференциях Белорусского технологического института им.С.М.Кирова в 1971, 1972, 1973, 1974гг.

АТ 10402. Зак. I. Тир. 140 экз. Объем I п.л. Подписано в печати 2/1-74г. Отпечатано на ротапринтере ВТИ им. С. М. Кирова. г. Минск, ул. Свердлова, 13.